

**Пояснювальна записка  
до магістерської дисертації**

На тему: «Модернізація ферментеру для глибинного культивування  
мікроміцетів»

Київ — 2018

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ  
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Факультет біотехнології і біотехніки

Кафедра біотехніки та інженерії

«На правах рукопису»

УДК 663.14

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри



В.М. Мельник

«17» 12 2018 р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

зі спеціальності 133 Галузеве машинобудування

на тему: «Модернізація ферментеру для глибинного культивування  
мікрорміцетів»

Виконав:

студент VI курсу, групи БІ-71мп

Сербов Валерій Олександрович

Керівник:

асистент

Мотроненко В. В.

Консультант з розробки стартап-проекту:

доцент, к.е.н.

Ткаченко Т.П.

Рецензент:

доцент, к.т.н.

Селінський О.О.

Засвідчую, що у цій магістерській  
дисертації немає запозичень з праць  
інших авторів без відповідних  
посилань.

Студент



Київ – 2018 року

Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Факультет біотехнології і біотехніки

Кафедра біотехніки та інженерії

Рівень вищої освіти – другий (магістерський) за освітньо-професійною програмою

Спеціальність (спеціалізація) – 133 «Галузеве машинобудування»  
(«Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв»)

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри

В.М. Мельник

(підпис)

(ініціали, прізвище)

«11» листопада 2018 р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Сербову Валерію Олександровичу



1. Тема дисертації: «Модернізація ферментеру для глибинного культивування мікроміцетів», науковий керівник дисертації Мотроненко Валентина Василівна, затверджені наказом по університету від «12» 11 2018 р.  
№ 4144
2. Термін подання студентом дисертації 04.12.2018
3. Об'єкт дослідження: ферментер з механічним перемішуючим пристроєм.
4. Предмет дослідження: гідродинамічні процеси в ферментері при глибинному культивуванні.
5. Перелік завдань, які потрібно розробити: провести літературний аналіз за темою дисертації, дослідження стану проблеми; провести експериментальні дослідження процесу перемішування у лабораторних умовах; запропонувати оптимізаційну конструкцію ферментеру з механічним перемішуючим пристроєм; провести моделювання процесу перемішування в удосконаленому ферментері з механічним перемішуючим пристроєм; практична реалізація розробленої конструкції ферментеру з механічним перемішуючим пристроєм.
6. Орієнтовний перелік графічного (ілюстративного) матеріалу: Ферментер з механічним перемішуючим пристроєм. Складальне креслення (А1, А2); корпус



апарату. Складальне креслення (A1); пропелерна мішалка (A2); турбінна мішалка (A2); барботер (A3); вал (A3).

7. Орієнтовний перелік публікацій: Аналіз впливу механічних чинників при глибинному культивуванні (стаття); Різновиди вибір конструкції ферментеру для глибинного культивування мікроміцетів (тези); Поверхнєве та глибинне культивування мікроміцетів - переваги та недоліки (тези); Вплив перевішування при глибинному культивуванні мікроорганізмів(тези).

#### 8. Консультанти розділів дисертації

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Розробка стартап проекту	- Ткаченко Т. П., доцент	 09.11.2018	 09.12.18

9. Дата видачі завдання 03.09.2018 р

#### Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання дипломного проекту	Строк виконання етапів проекту	Примітка
1	Літературний огляд; дослідження стану проблеми	03.09.2018- 03.12.2018	виконано
2	Теоретичні дослідження; експериментальні дослідження	15.10.2018- 12.11.2018	виконано
3	Патентний пошук; розробка конструкції ферментеру з перемішуючим пристроєм	10.09.2018- 15.10.2018	виконано
4	Проведення комп'ютерного моделювання; оформлення результатів експерименту	12.11.2018- 03.12.2018	виконано
5	Практична реалізація; розроблення технічної документації на ферментер з механічним перемішуючим пристроєм	04.10.2018- 05.11.2018	виконано
6	Розробка стартап-проекту	05.11.2018- 07.12.2018	виконано
7	Оформлення пояснювальної записки, креслень та документації	10.09.2018- 07.12.2018	виконано

Студент 

В.О. Сербов

Науковий керівник дисертації



В.В. Мотроненко



## РЕФЕРАТ

Магістерська атестаційна робота на тему: «Модернізація ферментеру для глибинного культивування мікроміцетів» / КПП ім. Ігоря Сікорського; Керівник асистент Мотроненко В.В; Виконавець Сербов В.О., студент групи БІ-71мп.

Об'єм магістерської дисертації складає 4 аркуші креслень у перерахунку на формат А1 та пояснювальної записки. Пояснювальна записка складається з переліку умовних позначень, вступу, п'яти розділів, висновків, переліку посилань та додатків. Об'єм роботи становить 145 сторінок, 23 рисунка, 15 таблиць і переліку посилань з 43 найменувань.

Метою магістерської дисертації є дослідження впливу механічного перемішування на глибинне культивування мікроміцетів в ферментерах з механічними перемішуючими пристроями. Проведено літературний огляд за темою дисертації, здійснено експериментальні дослідження процесу перемішування у лабораторних умовах. Запропонована оптимізаційна конструкцію ферментеру з механічним перемішуючим пристроєм, на основі якої, проведено моделювання процесу перемішування в ферментері. Розроблена конструкція ферментеру з запропонованим механічним перемішуючим пристроєм. Надані рекомендації щодо монтажу та експлуатації, визначений рівень стандартизації та уніфікації, проведений патентний пошук та порівняльний аналіз конструкцій з діючими аналогами.

Проведений економічний розрахунок виробництва, який підтверджує конкурентоспроможність продукту, що випускається.

За темою дисертації опублікована стаття в науковому журналі та підготовано до подачі заявка на корисну модель.

Ключові слова: ферментер, турбінна мішалка, глибинне культивування, мікроміцети, механічні впливи, барботер, перемішування, аерація.

## SUMMARY

Master's attestation work on the theme: "Fermenter modernization for deep cultivation of micromycetes" / KPI them. Igor Sikorsky; Head assistant Motronenko V.V .; Artist Serbov V.O, student of group BI-71mp.

The volume of the master's dissertation is 4 sheets of drawings in terms of A1 format and explanatory note. The explanatory note consists of a list of symbols, an introduction, five sections, conclusions, a list of references and annexes. The work volume is 145 pages, 23 figures, 15 tables and a list of references from 43 names.

The purpose of the master's thesis is to study the effect of mechanical mixing on the deep cultivation of micromycetes in fermenters with mechanical mixing devices. A literary review was conducted on the topic of the dissertation, experimental studies of the mixing process under laboratory conditions were carried out. The optimization design of a fermenter with a mechanical mixing device is proposed, on the basis of which, the simulation of the mixing process in the fermenter was carried out. The design of a fermenter with the proposed mechanical mixing device is developed. The given recommendations on installation and operation, the standard level and unification level, the patent search and comparative analysis of constructions with the existing analogues are carried out.

Conducted economic calculation of production, which confirms the competitiveness of the product.

On the topic of the dissertation, an article was published in the scientific journal and prepared for submission of an application for a useful model.

Keywords: fermenter, turbine mixer, deep cultivation, micromycetes, mechanical influences, bubbler, mixing, aeration.

## ЗМІСТ

ЗМІСТ.....	6
Перелік умовних позначень, скорочень та термінів.....	9
ВСТУП.....	11
1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ.....	13
1.1 Способи культивування мікроміцетів .....	13
1.2 Конструкції ферментерів для глибинного культивування мікроміцетів .....	14
1.3 Вплив механічних чинників при перемішуванні на клітини міцелію та інших мікроорганізмів .....	18
1.4 Неньютонівські властивості культуральної рідини .....	25
1.5 Висновки .....	29
2 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В УСТАНОВЦІ.....	33
2.1 Мета експериментальних досліджень.....	31
2.2 Опис експериментальної установки .....	31
2.3 Методика проведення експерименту .....	34
2.4 Аналіз результатів експериментів .....	35
2.5 Висновки.....	38
3 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ І МЕТОДИ ВИРІШЕННЯ ПОСТАВЛЕНИХ ЗАДАЧ.....	42
3.1 Дослідження системи перемішування .....	39
3.2 Принципи запропонованої системи перемішування .....	42
3.3 Вдосконалення існуючої системи перемішування .....	45
4 КОМП'ЮРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В ФЕРМЕНТЕРІ.....	51
4.1 Комп'ютерна модель обраної конструкції ферментеру.....	48
4.2 Моделювання процесу перемішування в ферментері.....	51
4.3 Висновки.....	53



5 КОМП'ЮРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В ФЕРМЕНТЕРІ.....	57
5.1 Призначення та область застосування ферментеру.....	57
5.2 Технічна характеристика .....	59
5.3 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції ферментеру .....	60
5.3.1 Вихідні дані .....	60
5.3.2 Матеріальний баланс ферментеру. Розрахунок об'єму апарату .....	61
5.3.3 Конструктивний розрахунок ферментеру .....	63
5.3.4 Розрахунок барботажного пристрою .....	67
5.3.5 Тепловий розрахунок .....	69
5.3.6 Розрахунок штуцерів ферментеру .....	71
5.3.7 Розрахунок товщини стінки деталей .....	74
5.3.8 Розрахунок товщини стінки корпусу ферментеру .....	76
5.3.9 Розрахунок товщини стінки сорочки ферментері .....	78
5.3.10 Розрахунок товщини стінки днища ферментеру .....	80
5.3.11 Розрахунок товщини стінки кришки ферментеру .....	86
5.3.12 Розрахунок фланцевого з'єднання ферментеру .....	88
5.3.13 Перевірка несучої спроможності обичайки ферментеру під дією опорних навантажень .....	90
5.3.14 Розрахунок валу мішалки реактора-змішувача на вібростійкість ...	95
5.3.15 Вибір та прийняття муфти .....	96
5.3.16 Розрахунок мішалок.....	100
5.4 Рекомендації, що до монтажу та експлуатації ферментеру.....	103
5.4.1 Підготовка до роботи, технічне обслуговування.....	103
5.4.2 Монтаж ферментеру.....	105
5.4.3 Ремонт ферментеру.....	107
5.5 Висновки.....	111
6. РОЗРОБКА СТАРТАП – ПРОЕКТУ.....	112

6.1 Резюме.....	112
6.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства.....	114
6.3 Методом Шонфільда визначити ключові фактори успіху проекту....	118
6.4 Оцінка ринкових позицій.....	119
6.4.1 Договір.....	120
6.4.2 Технічне завдання.....	123
6.5 Оцінка ризиків та страхування розробки.....	128
6.6 Калькуляція собівартості.....	131
6.7 Методи ціноутворення.....	133
ВИСНОВКИ.....	139
ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ.....	141
Додатки	
ДОДАТОК А Специфікації	
ДОДАТОК Б Творчий доробок	
ДОДАТОК В Розрахункова модель програми	

### Перелік умовних позначень, скорочень і термінів

$G$  – масова витрата,  $\text{кг}/\text{с}$ ;

$t$  – температура,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$c$  – теплоємність,  $\text{Дж}/\text{кг}\cdot^{\circ}\text{C}$ ;

$\rho$  – густина,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$\lambda$  – коефіцієнт теплопровідності,  $\text{Вт}/\text{м}\cdot^{\circ}\text{C}$ ;

$\mu$  – коефіцієнт динамічної в'язкості,  $\text{Па}\cdot\text{с}$ ;

$\nu$  – коефіцієнт кінетичної в'язкості,  $\text{м}^2/\text{с}$ ;

$V$  – об'ємна витрата,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$W$  – швидкість руху рідини,  $\text{м}/\text{с}$ ;

$F$  – площа поверхні теплообміну,  $\text{м}^2$ ;

$f$  – площа поперечного перерізу каналу,  $\text{м}^2$ ;

$Q$  – кількість теплоти,  $\text{Вт}$ ;

$\Delta t_m, \Delta t_{\delta}$  – різниці температур між найменшими і найбільшими значеннями,  $^{\circ}\text{C}$ ;

$K$  – коефіцієнт теплопередачі,  $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{K}$ ;

$\alpha$  – коефіцієнт тепловіддачі,  $\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{K}$ ;

$\delta$  – товщина пластини,  $\text{м}$ ;

$d_{\text{екв}}$  – еквівалентний діаметр каналу,  $\text{м}$ ;

$D_y$  – умовний діаметр штуцера;

$Re$  – критерій Рейнольдса;

$Nu$  – критерій Нусельта;

$Pr$  – критерій Прандтля;

$\Delta P$  – гідравлічний опір,  $\text{Па}$ ;

$L$  – довжина каналу,  $\text{м}$ ;

$\xi$  – коефіцієнт загального гідравлічного опору;

$\varphi$  – коефіцієнт міцності зварних швів;



$D_n$  – зовнішній діаметр фланця,  $m$ ;

$D_{\bar{o}}$  – діаметр болтової окружності,  $m$ ;

$d_{\bar{o}}$  – діаметр болта,  $m$ ;

$l_{\bar{o}}$  – довжина болта,  $m$ ;

$k_{np}$  – прокладочний коефіцієнт;

$a$  – конструктивний додаток до розміру болтів,  $m$ ;

$h_n$  – товщина прокладки,  $m$ ;

$b$  – ширина прокладки,  $m$ ;

$E$  – модуль пружності,  $MПа$ ;

$f_{\bar{o}}$  – площа поперечного перерізу болта,  $m^2$ ;

$\nu, \psi_1, \psi_2$  – конструктивні коефіцієнти;

$\alpha_{\phi}$  – коефіцієнт об'ємного розширення фланця,  $^{\circ}C^{-1}$ ;

$\alpha_{\bar{o}}$  – коефіцієнт об'ємного розширення болтів,  $^{\circ}C^{-1}$ ;

$\alpha_c$  – коефіцієнт об'ємного розширення вільного кільця,  $^{\circ}C^{-1}$ ;

$q$  – зусилля герметизації,  $MПа$ ;

$[\sigma]$  – граничне напруження,  $MПа$ ;

$[P]$  – допустимий тиск,  $MПа$ ;

$y_{\phi}$  – піддатливість фланця,  $1/(m \cdot MN)$ ;

$y_{\bar{o}}$  – піддатливість болтів,  $m/MN$ ;

$y_c$  – піддатливість вільного кільця,  $1/(m \cdot MN)$ ;

$[\theta]$  – граничний кут повороту,  $рад$ ;

## ВСТУП

Актуальність роботи. Розвиток біотехнології, зумовив розвиток методів культивування мікроорганізмів і поставив ряд нових питань в технологічному та апаратурному оформленні процесів вирощування мікроорганізмів. Використання методів глибинного культивування дозволяє вирішити задачу прискорення росту мікроорганізмів, підвищення продуктивності процесу, збільшення виходу цільового продукту та збільшення ефективності проведення процесу. Проте має ряд недоліків, вплив яких необхідно звести до мінімуму. Одним з таких параметрів є механічне перемішування, яке призводить до пошкодження біологічних агентів.

Актуальною проблемою, в апаратах з механічним перемішуванням, є вплив напружень зсуву, викликаний дією механічних перемішуючих пристроїв, що призводить до їх лізису, зміни метаболізму та морфології. Особливо чутливими до них, серед мікроорганізмів є клітини мікроміцетів, завдяки своїй морфологічній будові. Існує необхідність вивчення механічних впливів на клітини для розшифровки механізму адаптації мікроорганізмів до стресових впливів, що на практиці може сприяти оптимізації процесів біосинтезу.

Мета роботи. Удосконалення процесів глибинного культивування мікроміцетів в ферментерах з механічними перемішуючими пристроями за рахунок модернізації системи перемішування.

Предмет дослідження. Гідродинамічні процеси в ферментері при глибинному культивуванні.

Об'єкт дослідження. Ферментер з механічним перемішуючим пристроєм.

Задачі роботи.

1. Проаналізувати сучасний стан проблеми глибинного культивування мікроміцетів та вплив механічного перемішування на них на основі робіт вчених України і світу в даному напрямку.
2. Дослідити динаміку процесу перемішування в лабораторних умовах та на основі отриманих експериментальних даних виявити закономірності між різними режимами перемішування і типами мішалок.
3. Сформулювати принципи організації модернізованої системи перемішування, шляхом використання комбінованої системи перемішування та нового виконання турбінної мішалки для забезпечення більш лагідного протікання процесу, за рахунок послаблення негативної дії при контакті кромek лопатей мішалки на мікроорганізми культуральної рідини.
4. За допомогою комп'ютерного моделювання підтвердити ефективність запропонованої системи перемішування.
5. Спроекувати промисловий ферментер на основі отриманих результатів.
6. Розробити стартап-проект для впровадження запропонованої конструкції у виробництво.



## 1 ОГЛЯД ЛІТЕРАТУРИ

### 1.1 Способи культивування мікроміцетів

Розділять такі способи культивування мікроміцетів як поверхневий та глибинний.

Поверхневий спосіб, використовується для міцеліальних грибів, йому приманне розвиток міцелію на поверхні твердих та рідких субстратів. На поверхні рідких субстратів створюється міцеліальна плівка, що продукує не лише для амінолітичних ферментів, але і для органічних кислот, інактивуючи їх, тому використовують на твердих субстратах, що мають розвинену площу поверхні – висівками з пшениці, дробиною бардою, мезгою з картоплі.

Найбільша активність ферментів спостерігається при культивуванні грибів на висівках з пшениці, які мають бути зволженими і стерилізованими. Цей спосіб вирощування мікроміцетів має певні переваги: так як при культивуванні субстрат не перемішується, розповсюдження сторонніх мікроорганізмів не відбувається за всією масою і інфікується лише незначно місцево, яке, зазвичай, не впливає на значення активності ферментів.

Недоліком поверхневого способу є потреба установки значної кількості кюветів, роботу з якими важко піддається механізації. Ціна культури гриба продуценту висока, в цілому в зв'язку із застосуванням величезної кількості ручної роботи [1].

Глибинний метод широко застосовується для отримання біомаси мікроорганізмів та різних продуктів їх біосинтезу. [2].

Всі переваги глибинного способу та недоліки поверхневого, призводять до того, що на сьогоднішній день, глибинний спосіб культивування займає основне місце для вирощування мікроміцетів, хоча і має ряд задач, які необхідно вирішити, для досягнення максимальної продуктивності виробничого процесу. [3].

## 1.2 Конструкції ферментерів для глибинного культивування мікроміцетів

Глибинний спосіб культивування в біотехнологічній промисловості є основним при виробництві більшості біопрепаратів, вагома частини з яких, продукується мікроміцетами. Він здійснюється, як правило, в реакторах (ферментерах) різноманітних конструкцій, а морфологічна будова мікроміцетів накладає на їх вибір ряд особливостей. Розглянемо основні конструкції ферментерів. [4]

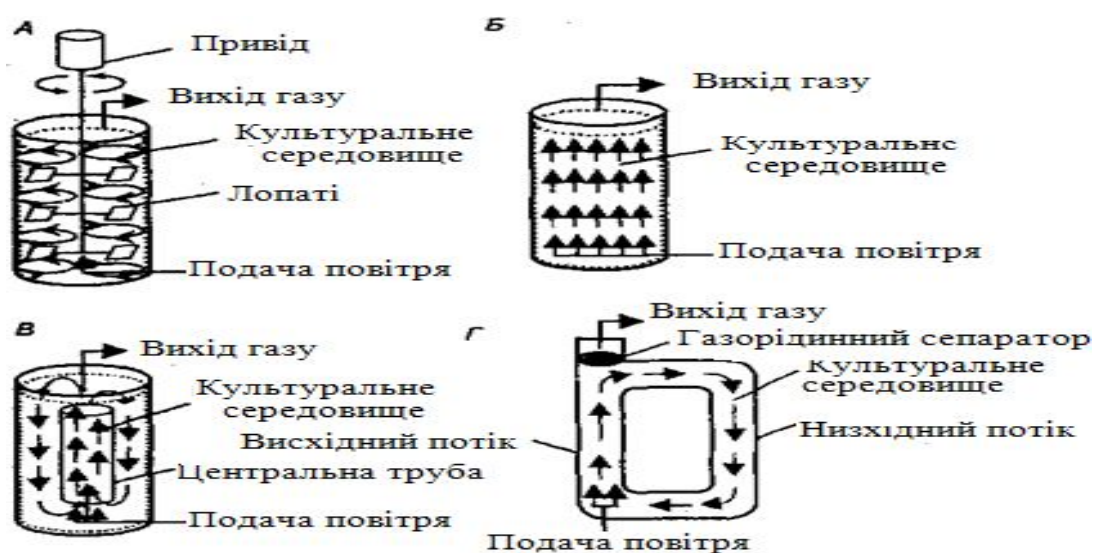


Рис 1.1 Конструкції ферментерів різних типів: А - ферментер з механічним перемішуванням; Б - барботажна колона; В - ерліфтний ферментер з внутрішньою циркуляцією; Г - ерліфтні ферментери з зовнішньою циркуляцією.

Їх поділяють на дві групи: за будовою конструкції та за принципом перемішування культуральної рідини.

У ферментерах, що відносяться до першої групи, перемішування відбувається шляхом аерації потоком стисненого повітрям (перемішування

відбувається бульбашками повітря, що підіймаються). У пневматичних ферментерах, зазвичай, отримують хороші ростові характеристики для великого числа клітинних культур. Однак складність підтримки суспензії в гомогенному стані при високих концентраціях біомаси клітин звужує сферу їх застосування. Великі показники максимальної концентрації клітинної біомаси можна досягти при застосуванні ерліфтних ферментерів, в яких створюються спрямовані циркуляційні потоки (перемішування здійснюється за рахунок застосування спеціальної конструкції, що створює градієнт густини).

У барботажних колонах повітря подається під значним тиском у нижню частину біореактору, і це викликає його нерівномірний розподіл. Подача повітря під високим тиском може приводити до сильного піноутворення. Ці особливості обмежують універсальність даних конструкцій і діапазон технологічних умов, а також розміри барботажних колон.

Друга група ферментерів - з механічними перемішувачами. Їх використовують, найчастіше, так як вони дозволяють легко змінювати технологічні параметри та ефективно доставляти кисень і поживні речовини до зростаючих клітин, який визначає характер розвитку мікроорганізмів і їх біосинтезуючу активність. У таких ферментерах повітря подають в культуральне середовище під тиском через барботер (кільце з безліччю маленьких отворів). При цьому утворюються дрібні бульбашки повітря і за рахунок механічного перемішування забезпечується їх рівномірний розподіл. Для цієї ж мети використовують мішалки - одну або декілька [5].

Ефективність розподілу кисню залежить від типу мішалки, числа обертів, фізико-хімічних властивостей середовища.

При інтенсивному перемішуванні культурального середовища відбувається його спінення, тому робочий об'єм ферментеру не перевищує 70% загального обсягу. Вільний простір над поверхнею розчину використовується як буфер, де накопичується піна, і таким чином

запобігається втрата культуральної рідини. У спіненій рідині умови аерації краще, ніж в щільних розчинах (за умови безперервного перемішування і циркуляції шару піни, тобто при виключенні знаходження мікроорганізмів поза культуральною рідиною). Разом з тим спінювання може привести до перезволоження фільтрів в отворах, через які повітря виходить з біореактора, зменшення потоку повітря і до потрапляння в ферментер сторонніх мікроорганізмів [6].

Ферментери цього типу дозволяють вивчати клітинні популяції в дуже широкому діапазоні концентрацій біомаси клітин [7]. Разом з тим стресовий вплив пристроями, на клітинну популяцію часто обмежує їх застосування, проте цього можна уникнути підібравши потрібний режим перемішування і розробивши конструкцію перемішуючого пристрою. Забезпечивши ці умови саме ці ферментери стануть найоптимальнішими для культивування мікробіотів.

Різновиди конструкційного оформлення ферментерів з механічним перемішуючим пристроєм.

Ферментаційні середовища міцеліальних культур, являють собою трифазні системи (рідина - газ - тверде тіло) з безперервно мінливими по ходу процесу біосинтезу реологічними властивостями. Структурна в'язкість цих систем досягає в ряді випадків досить високих значень (200-800 сП) [26].

Відповідно до таких систем в світовій практиці використовують в основному мішалки відкритого турбінного типу з прямими або вигнутими лопатями, що забезпечують радіальний потік рідини. Мішалки закритого турбінного типу непридатні для перемішування культуральних рідин, що володіють підвищеною структурною в'язкістю [8]. Останнім часом у випадку з багаторусним перемішуванням зріс інтерес до мішалок, що створюють осьовий потік рідини і володіють більшим насосним ефектом і низьким коефіцієнтом потужності.

Великі осьові мішалки з  $d_m/D = 0.4-0.5$  в порівнянні з турбінними мішалками  $d_m/D = 0.3-0.4$  при однаковому значенні споживаної потужності володіють наступними перевагами:

- займають більший простір в поперечному перерізі апарату і, отже, більша частина висхідного від нижньої мішалки потоку з диспергованим повітрям захоплюється в зону інтенсивного перемішування.
- мають велику перекачувальну здатність, що забезпечує більш сильну циркуляцію.

Мішалки радіального типу забезпечують добре диспергування повітря (подрібнення бульбашок) і добре перемішування безпосередньо в зоні мішалки. Осьові мішалки мають більш низьке значення локальної дисипації енергії і забезпечують більш рівномірне вкладення енергії за обсягом апарату.

Використання тільки радіального потоку мішалок в багатоярусній конструкції перемішуючого пристрою призводить розмикання загального контуру циркуляції рідини на окремі зони з різною інтенсивністю перемішування і слабого перемішування на периферії. Як правило, кількість лопатей застосовуваних турбінних мішалок становить 6. Збільшення кількості лопатей до 8 дає ефект для нижнього ярусу, але помітно збільшує витрату потужності на перемішування. Збільшення кількості лопатей на диску турбінної мішалки знижує значення швидкості аерації, при якій відбувається зниження споживаної потужності, і відсуває межу нормальної роботи мішалки, після якого відбувається захливання [9].

Важливим моментом для турбінних мішалок є відношення висоти лопаті і її довжини до діаметру мішалки. Практика вітчизняних і зарубіжних досліджень показала, що відношення  $b/d_m$  та  $l/d_m$  повинні бути відповідно  $1/5$  і  $1/4$  [10].

Особливо велике значення має відношення діаметра мішалки до діаметру апарату  $d_m/D$ . Загальноприйнятим є застосування турбінних

мішалок з  $d_m/D = 1/3$ . Загальний діапазон зміни цього відношення знаходиться в межах 0.3-0.4.

В даний час в ферментерах, особливо великомасштабних, як правило встановлюються мішалки з відношенням  $d_m/D = 1/3$  і числом лопатей  $z_d = 6$  з можливістю збільшення і того і іншого до величин:  $d_m/D = 0,4$ ,  $z_d = 8$ .

Зі збільшенням ємності ферментера і, отже, висоти стовпа рідини, збільшується число ярусів мішалки. Однак одним з недоліків ферментерів з багатоярусними пристроями є нерівномірний розподіл біомаси та інших інгредієнтів по висоті апарату. В апаратах з відношенням  $H:D=3:1$  при використанні на всіх ярусах турбінних мішалок час перемішування набагато більше, ніж для апаратів з відношенням висоти до діаметру 1:1. Це можна пояснити поганим перемішуванням між окремими зонами мішалок.

Суттєве значення в цьому випадку набуває відстань між ними. При відстані до одного діаметра мішалки має місце накладання друг на друга циркуляційних контурів, що створюються мішалками, що робить не ефективною роботу всієї системи перемішування, а при відстані більше  $2 \cdot d_m$  між ярусами з'являються слабо перемішувані зони. Відстань має бути  $(1,0 - 1,8) \cdot d_m$ . При роботі з нев'язкими культуральними рідинами можливе збільшення цієї відстані до  $2 \cdot d_m$ .

Відстань від нижньої мішалки до дна апарату рекомендується приймати рівним  $1/4$  від діаметра апарату. Більша відстань ускладнює диспергування повітря в нижній частині апарату, а менша відстань залишає занадто великий простір у верхній частині апарату, який починає працювати в цьому випадку як барботажна колона.

Повітря надходить в ферментер зазвичай через барботер, що встановлюється під нижнім ярусом мішалки. За своїми розмірами барботер повинен бути трохи менше діаметру мішалки, щоб повітря, яке виходить з нього потрапляло під диск мішалки і дробилося лопатками нижньої мішалки.

Отвори в барботері для повітря робляться з умовою того, щоб загальна площа отворів була не менше, ніж площа поперечного перерізу трубопроводу, що підводить повітря. Зазвичай діаметр отворів  $d_0 = 2 \div 5 \text{ мм}$  при кроці  $t \approx 2 \cdot d_0$ . Швидкість газу в отворах  $20 \div 25 \text{ м/с}$ . Барботер зазвичай розташовують в нижній частині апарату, на невеликій відстані від дна. У роботі використовували барботер з діаметром  $d_B = 1.2 \cdot d_M$  і розташували його близько до нижньої мішалки (на відстані  $D/25$  під лопатями мішалки). В результаті дослідження [11] були досягнуті наступні результати:

- можливість збільшити на 50% витрати повітря до настання захлинання мішалки, тобто коли утворені вертикальні стовпи легкої газорідинної дисперсії піднімаються вгору, найчастіше уздовж вала мішалки, і обмежують циркуляцію рідини по висоті апарата.

- більше значення відносної споживаної енергії (75% від значення потужності споживаної на перемішування "монолітної" рідини), що дозволило досягти більш високого значення  $K_L a$  при тій же швидкості обертання і витраті повітря за рахунок більшого вкладення енергії або за рахунок більш високої витрати повітря (досягається без захлинання).



### 1.3 Вплив механічних чинників при перемішуванні на клітини міцелію та інших мікроорганізмів

Вплив на мікроорганізми класифікують і розділяють на три основні групи: до першої - відносять вплив параметрів культивування (температура культурального середовища, рН, склад живильного середовища, парціальний тиск кисню і вуглекислого газу, осмотичний тиск середовища); до другої групи належать хімічні і біологічні впливи (зростання-інгібуюча концентрація різних хімічних речовин, біологічних токсинів тощо); третя група включає в себе механічні впливи (вплив перемішування, аерації, фільтрації через мембрану та ін.). На практиці складно розмежувати вплив цих факторів, наявність одного з них веде до появи іншого.

У вітчизняних літературних джерелах [12] основна увага приділяється вивченню перших двох груп впливи і проблеми адаптації до них мікроорганізмів, в той час як вплив механічних факторів практично не освітлений.

Важливу роль процесі глибинного культивування відіграє, вплив перемішування на мікроорганізми, саме тому, для забезпечення максимального виходу кінцевої продукції необхідно підібрати режим перемішування таким чином, щоб до клітин мікроорганізмів надходили, в необхідній кількості, мікро- та макроеlementи, що містяться в поживному середовищі, і кисень при збереженні їх високої життєздатності [13].

Перемішування в ферментері в мікробіологічному процесі сприяє інтенсивному розвитку мікроорганізмів, підвищуючи ефективність ряду процесів:

- рівномірного розподілу поживних речовин по всьому об'єму апарату і переміщення їх до клітин мікроорганізму;
- диспергування повітря і швидкості розчинення кисню;

При проведенні ферментації важливо забезпечити мікроорганізмам достатню швидкість масопереносу, що досягається перемішуванням. Проте інтенсифікація перемішування збільшує вихрові потоки, викликані швидкою

змінною тиску, зсувними швидкостями і прискореннями через рух мішалки, що призводить до виникнення напружень зсуву і розсіювання енергії. У зоні мішалки величина енергії розсіювання, як і напружень зсуву вище, ніж на периферії апарату.

Механічні впливи неминуче присутні в технологічному процесі. У зв'язку з цим, в цьому огляді, на основі існуючих літературних даних, узагальнено сучасні відомості, що стосуються впливу на мікроорганізми механічних чинників, зокрема механічного перемішування при глибинному культивуванні [14].

Механічні дії на мікроорганізми можна уявити як вплив на них нормального і дотичного складових напружень. Вплив нормального напружень (тиску) переважає при зіткненні клітин один з одним, з частинами обладнання і т.п. Дотичне, або так зване напруження зсуву спостерігається при зсуві шарів рідини одна відносно іншої, що має місце при ламінарному русі поблизу стінок обладнання або в турбулентному потоці.

Напруження зсуву можна розрахувати за формулою:

$$\tau = \mu \frac{dv_x}{dy}$$

де  $\mu$  - в'язкість середовища,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ;  $\frac{dv_x}{dy}$  - градієнт швидкості зсуву,  $\text{с}^{-1}$ .

У літературі [15] можна зустріти експериментальні дослідження впливу кожної з цих двох складових напруги на мікроорганізми, проведені за допомогою спеціального обладнання, такого як апарати під тиском, віскозиметри, судини зі слабким перемішуванням. У біореакторах, де має місце не тільки ламінарний, а й виражений турбулентний рух, спостерігається спільна дія цих сил. За умови підвищеної турбулізації середовища вплив дотичного напруження превалює над впливом тиску.

З'ясуємо вплив напружень зсуву на мікроорганізми в турбулентному потоці. Відповідно до теорії ізотропної турбулентності, розробленої А.Н. Колмогоровим [16], турбулентність пояснюється наявністю великої кількості

вихорів. Первинні нестійкі вихори великого розміру, руйнуючись, утворюють вихори меншого розміру, при цьому має місце розсіювання енергії. Розмір вихорів визначає так званий масштаб турбулентності.

Руйнування або пошкодження клітин визначається зі співвідношення розміру вихорів до розміру клітин. Вихори, розмір яких значно більше, ніж діаметр клітин, не викликають їх руйнування; клітини несуться з вихорами. Клітини пошкоджуються, якщо вони стикаються з вихорами однакового, або меншого розміру в порівнянні з їх діаметром.

Розмір ( $l$ ) і швидкість турбулентних вихорів ( $u$ ) описуються рівняннями:

$$l = \left(\frac{v^3}{\varepsilon}\right)^{1/4};$$

$$u = (v \cdot \varepsilon)^{1/4};$$

де  $u$  - кінематична в'язкість,  $m^2/s$ ,  $\varepsilon$  - енергія розсіювання,  $Wm/kg$ .

Напруження зсуву, відповідно до теорії турбулентності Колмогорова, виражається наступним рівнянням:

$$\tau = u \left(\frac{\varepsilon}{v}\right)^{1/4}$$

Роздивимось реакцію мікроорганізмів на механічні впливи. Розрізняють фізичні і біологічні відповідні реакції мікроорганізмів на механічні дії. До фізичних відносять лізис, морфологічні зміни, руйнування клітин та ін.

Під біологічними реакціями на увазі підвищення концентрації внутрішньоклітинних сполук, порушення дихальної активності, зміни експресії генів і ін. Біологічні відповідні реакції викликають зміна метаболізму мікроорганізмів, що призводить до збільшення тривалості лаг-фази, зміни швидкості росту і структури клітинної мембрани [17].

Реакція мікроорганізмів залежить від морфології клітин, міцності їх мембрани, віку культури і умов культивування. Наприклад, міцеліальні клітини найбільш чутливі до механічних впливів, в той час як бактерії більш

стійкі внаслідок їх меншого розміру і наявності більш міцною мембрани. Велике значення має сила і тривалість механічних впливів на мікроорганізми. Низьке напруження зсуву не тільки активізує ріст клітин *Escherichia coli*, але і сприяє появі стійкості до хімічних впливів, що свідчить про можливе загальному механізмі адаптації до впливів різної природи [18].

При глибинному культивуванні міцеліальних грибів існує проблема підібрати оптимальний режим для їх культивування, враховуючи їх морфологічну будову, а саме розгалуженість міцелію.

Напруження зсуву залежать від конструкції механічних мішалок. Мішалки з невеликими лопатями (особливо пропелерні і всі види мішалок з похилими лопатями) створюють більш високе напруження зсуву.

В умовах глибинного культивування і механічного перемішування міцелій ділиться на відносно дрібні сегменти, які залишають здатність до розмноження і накопичення біомаси, також, за допомогою лабораторного обладнання можливо побачити, що відбувається суттєве накопичення спорового матеріалу. Проте, встановлено, що величина напружень зсуву в реакторах з механічним перемішуванням менше, ніж в барботажних колонах, котрі є достатньо поширеними у процесах культивування клітин, насамперед міцелію [19].

Зміна параметрів культивування збільшує ступінь пошкодження мікроорганізмів в результаті механічного стресу.

Вивчення впливу механічних чинників на клітини необхідно для розшифровки механізму адаптації мікроорганізмів до стресових впливів, що на практиці сприяє оптимізації мікробіологічних процесів.

Виходячи з цього випливає задача розроблення механічного перемішуючого пристрою та аналізу його роботи за допомогою експериментальних досліджень, який буде здатний чинити мінімальний негативний вплив на мікроорганізми та бактерії при цьому забезпечувати ефективне перемішування культуральної рідини.

Після детального вивчення джерела [20], можна зробити висновок, що спосіб культивування відкладає вагомий відбиток на морфологічній будову міцеліальних грибів, а вирощені в глибинній культурі з наявністю механічного перемішування вони здатні до накопичення спорового матеріалу в великій кількості.

Суттєвим недоліком, який було виявлено це відсутність робіт які б вивчали механізм дії різноманітних перемішувачів на клітини міцеліальних грибів. А саме їх частоти обертання та конструкції робочого колеса. Вивчення цих закономірностей, дозволить спростити механізми вибору оптимальних умов культивування, які впливають на здатність до накопичення біомаси та синтезу метаболітів клітинами мікроорганізмів. Саме тому важливо вивчаючи механізми впливу механічного перемішування на клітини мікроорганізмів шляхом дослідження напружень зсуву, що виникають в клітинах та побудови математичної моделі гідродинамічних та теплообмінних процесів в ферментері.

Перемішування в апараті можна розглядати на двох рівнях:

- макроперемішування, тобто перемішування за рахунок неминучого зіткнення і закручування потоків рідини, що рухаються в об'ємі апарату через різні зони, характеризується насосним ефектом мішалки і циркуляцією.
- мікроперемішування, тобто перемішування за рахунок градієнта швидкостей молекул рідини, створюваного профілем мішалки в зоні інтенсивного перемішування. Закручування, породжене градієнтом швидкостей молекул, можна назвати також турбулентним вихором. Розмір вихору, що виходить із зони інтенсивного перемішування, визначає ступінь змішування рідини. Перемішування всередині турбулентного вихору відсутнє [21].

Енергія, введена в рідину через мішалку, переходить від великомасштабних вихорів до більш дрібних. Перехід енергії вихорів в

теплову енергію (дисипацію енергії) відбувається внаслідок в'язкості середовища через вихори, найменший розмір яких визначається за допомогою теорії Колмогорова наступним виразом:

$$\lambda_0 = \sqrt[4]{\frac{\nu^3}{\varepsilon_0}} \quad (1),$$

де  $\lambda_0$  — внутрішній масштаб турбулентності;  $\nu$  — кінематична в'язкість;  $\varepsilon_0$  — дисипація енергії на одиницю маси.

Турбулентний рух являє собою поєднання хаотичних пульсацій швидкості в різноманітних напрямках. Великомасштабні пульсації  $\Lambda$ , черпаючи енергію з циркуляційного руху рідини, безперервно передають частину енергії пульсаціям меншого масштабу  $\lambda$ . Ті в свою чергу передають енергію ще більш дрібним пульсаціям. Процес триває до тих пір, поки розмір пульсацій досягне  $\lambda_0$ , званого найменшим внутрішнім масштабом турбулентності, що визначається за рівнянням (1). При цьому і меншому масштабі в'язкі сили середовища гасять турбулентні пульсації. Кінетична енергія пульсацій переходить в теплову, що називається дисипацією (розсіюванням) енергії [22]. Дисипація енергії механічного перемішування в просторі апарату неоднорідна. Співвідношення локальної дисипації енергії до середньої  $\varepsilon/\varepsilon_{\text{ср}}$  за обсягом апарату істотно розрізняються (див. Рисунок 1.2 ).

Слід зазначити, що характер передачі енергії від мішалки до потоку рідини строго залежить від профілю мішалки, тому що профіль мішалки визначає градієнт швидкостей молекул рідини. Енергія, що передається мішалкою рідині, може майже повністю дисипуватися в зоні мішалки через інтенсивну турбулізації потоку, що відбувається при перемішуванні мішалками, що характеризуються високими значеннями локальної дисипації енергії, або рівномірно розподіляється по об'єму апарату, що характерно для мішалок, найменшим лобовим опором [23].

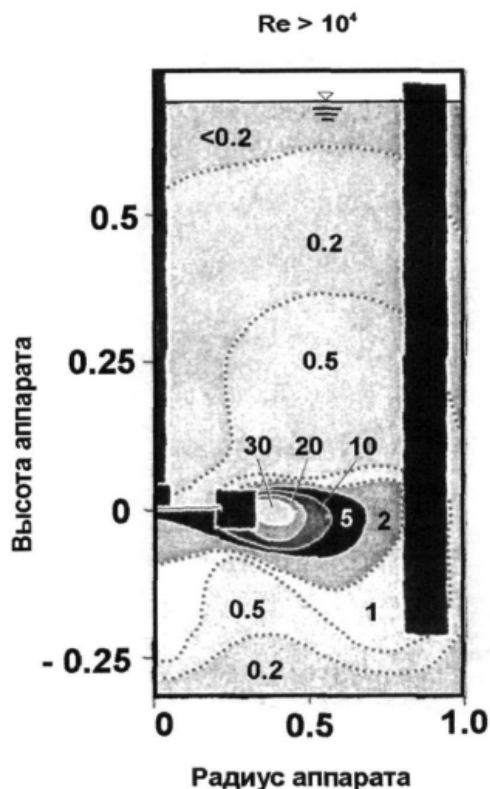


Рисунок 1.2 Розподіл значень величини  $\varepsilon/\varepsilon_{\text{ср}}$  в апараті з турбінної мішалкою.

Чим більше градієнт швидкостей в зоні мішалки (турбулізація) тим шлях молекули, що виходить із зони мішалки, має більшу протяжність за рахунок більш хаотичного руху по контуру циркуляції, а значить і загальний час циркуляції більше.

Інтенсивне перемішування сприяє руйнуванню агломератів і дробленню бульбашок за рахунок високої турбулізації потоку, але найбільш ефективно взаємодіють лише пульсації, масштаб яких одного порядку з розмірами цих частинок або менший. Більші пульсації переносять бульбашки і агломерати як ціле. Пульсації з масштабом значно меншим, ніж діаметр частинки, створюють перемішування в дифузійному шарі, що оточує частку, і перемішування відбувається лише на поверхні частинки.

Пульсації одного порядку з частинками, крім перемішування поверхні і поновлення прикордонного дифузійного шару, деформують і руйнують

бульбашки або колонії. Тому найбільш важливий найменший розмір масштабу пульсацій.

Кількісний аналіз впливу мікронеідеальностей перемішування можливий на основі запропонованої Данквертсом характеристики мікрозмішування, званої ступенем сегрегації. Поняття ступеня сегрегації пов'язано з введеною концепцією «рідких частинок». Дотримуючись цієї концепції, процес перемішування можна пояснити наступним чином: рідина, що надходить в реактор диспергується на «рідкі частинки», з якої кожна функціонує як самостійна система [24]. Вважається що обсяг «рідкої частинки» досить малий у порівнянні з об'ємом апарату, але досить великий, щоб утримувати в собі велику кількість молекул, розмір «рідкої частинки» визначається ступенем сегрегації.

#### 1.4 Неньютонівські властивості культуральної рідини

Особливість розрахунків мікробіологічної апаратури полягає в тому, що вона працює з середовищами, які можуть мати властивості як ньютонівських, так і неньютонівських рідин. Неньютонівськими властивостями володіють ферментаційні середовища з високою концентрацією біомаси, утвореної з розгалужених клітинних організмів або їх агломератів [25].

Характерною особливістю фізичних властивостей культуральної рідини, що перемішується, є переважання неньютонівської характеру її перебігу в поєднанні з великими значеннями в'язкості. Багато мікроорганізмів, особливо гриби і актиноміцети, які мають ниткоподібну структуру міцелію, існують у вигляді колоній розміром до 500 мкм.

Наявність міцеліальних агломератів є однією з основних причин неньютонівських властивостей культуральних рідин, коли швидкість зсуву втрачає пропорційність напруженню зсуву. Серед різних відомих видів неньютонівських рідин культуральні рідини найчастіше можна віднести до пластичних (бінгамівських) [26].



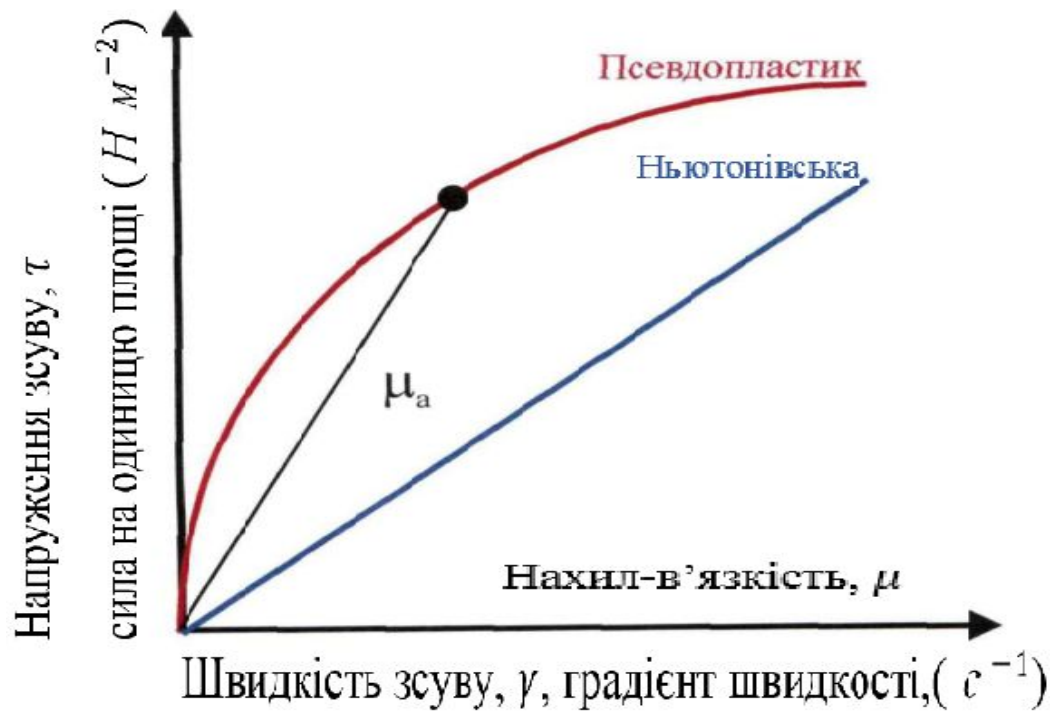


Рисунок 1.3 Визначення в'язкості по залежності напруги зсуву від швидкості зсуву.

Особливість течії бінгамівської рідини полягає в тому, що для початку її руху необхідно докласти певних зусиль, яке визначається початковим напруженням зсуву (див. Рис. 1.4). Початковий період супроводжується перебудовою вихідної структури системи, коли порушуються фізико-механічні зв'язки між окремими частинками дисперсної фази [27]. При подальшому збільшенні швидкості течії (швидкості зсуву) відбувається, як би схлопування розгалуженої структури міцелію всередині колонії і система поводить себе як ньютонівська.

Рівняння пластичної рідини:

$$\tau = \tau_0 + \mu_{\text{пл}} \cdot \frac{dw}{dy} \quad (2)$$

$\tau_0$  - максимальне напруження зсуву, що викликає початок руху рідини.

В'язкість неньютонівських рідин - величина непостійна, вона зменшується зі збільшенням швидкості зсуву. Чим інтенсивніше перемішування тим менше в'язкість ферментаційної рідини.

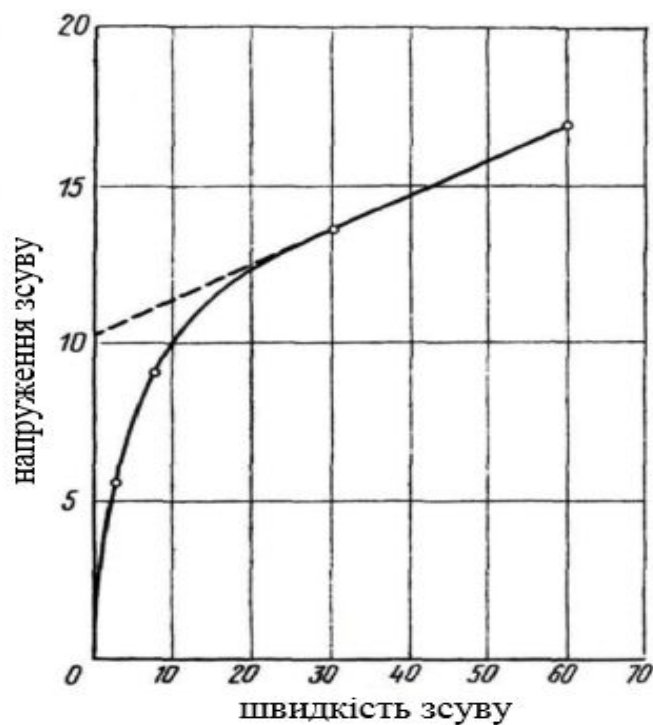


Рисунок 1.4 Залежність напружень зсуву від швидкості зсуву для культуральної рідини *Streptomyces esgriseus*.

У культуральних рідинах можливі з'єднання окремих мікроорганізмів або колоній в напівтверді агломерати за рахунок різних сил, наприклад, простого механічного зчеплення гіфів колоній. Усередині таких агломератів перемішування відсутня, тому клітини змушені обмінюватися з навколишнім рідиною виключно за рахунок дифузії.

Доступність центральних областей агломератів для кисню низька, тому небезпека обмеження культури мікроорганізмів по кисню зростає. Розмір таких агломератів визначається величиною найменшого масштабу турбулентних пульсацій [28].

У високов'язких міцеліальних середовищах іноді спостерігається пелетне зростання, тобто мікроорганізми ростуть у вигляді кульок (Рисунок 1.5) [29].

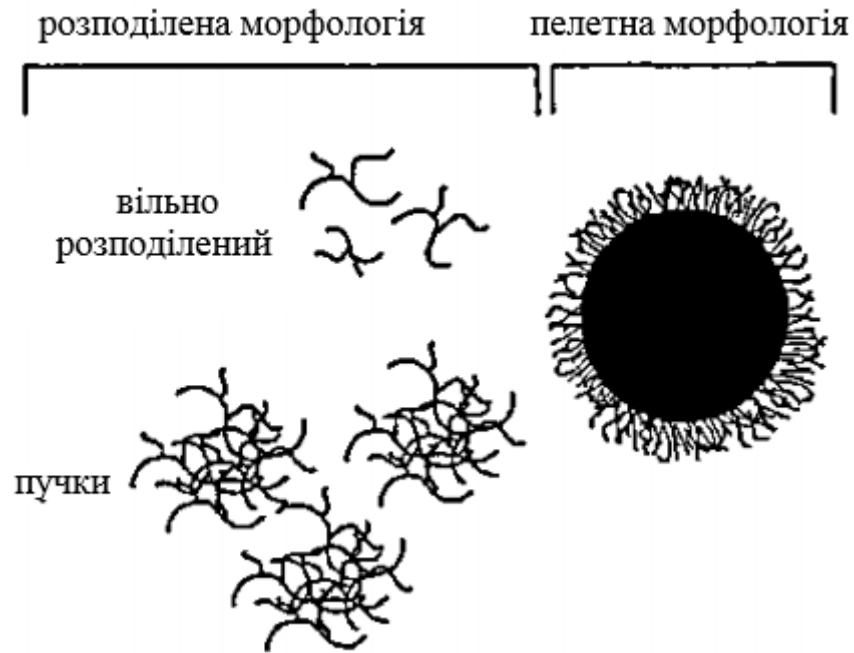


Рисунок 1.5 Види морфології зростаючого в ферментері міцелію

Як і у випадку з агломератами концентрація розчиненого кисню в середовищі може бути значною, але буде відбуватися лімітування по кисню. Якщо для міцеліальної культури не характерне пелетне зростання, то культура росте у вигляді вільного розгалуженого міцелію [30]. Розвиток культури у вигляді вільного міцелію призводить до істотно більшого збільшення неньютонівських властивостей ферментаційної рідини протягом процесу. В результаті цього істотно збільшуються зони з недостатнім перемішуванням (застійні зони), де відбувається швидке вичерпання поживних речовин. Інтенсивне перемішування в таких процесах відбувається виключно поблизу мішалок, основний же об'єм апарату не перемішується.

## 1.5 Висновки

На основі огляду літератури були розглянуті існуючі способи культивування, конструкції та види апаратів, які для цього використовуються і особливості протікання процесів в них. В результаті встановлено, що глибинний спосіб культивування в ферментері з механічним перемішуючим пристроєм, видається найефективнішим. Переваги механічного перемішування полягають в тому, що забезпечується рівномірне надходження поживних речовин та кисню до клітин мікроорганізмів по всьому об'єму апарату. В результаті можливо отримати найбільший вихід кінцевого продукту при мінімальних затратах.

Проте наявність механічних перемішуючих пристроїв негативно впливає на клітини мікроорганізмів, зокрема міксоміцетів, і при великих швидкостях обертання мішалки призводить до їх руйнування. Це пояснюється виникненням напружень зсуву в клітинах, показник якого залежить від виду мкроорганізму.

Культуральна рідина відноситься до ньютонівських рідин, внаслідок чого, напруження зсуву не є пропорційними до швидкості зсуву. З цього випливає, що залежність між швидкістю перемішування і процесами біосинтезу носитиме нелінійний та важко передбачуваний характер.

Тому відкритими залишаються питання оптимізації процесу перемішування при культивуванні міксоміцетів, які чутливі до напружень зсуву та режимів перемішування, на основі досліджень даного явища для забезпечення максимального виходу кінцевої продукції.

## 2 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В УСТАНОВЦІ

### 2.1 Мета експериментальних досліджень

Експериментальні дослідження проводилися з метою візуалізації потоків рідини та виявлення закономірностей між різними режимами перемішування і типами мішалок. В за результатами експерименту можна буде визначити співвідношення між інтенсивністю та ефективністю процесу та підібрати найбільш оптимальні параметри для подальших досліджень.

У зв'язку з неможливістю проведення дослідів безпосередньо у промисловому ферментері було спроектовано та змонтовано лабораторну установку з необхідними елементами, за допомогою якої можна проводити операції і спостерігати процеси, подібні до таких, які можна спостерігати в реальному ферментері.

### 2.2 Опис експериментальної установки

В установці відображені ключові конструктивні елементи ферментеру, що впливають на процеси в ньому, такі як перемішувачий пристрій та барботер. Схему установки зображено на рисунку 2.1.

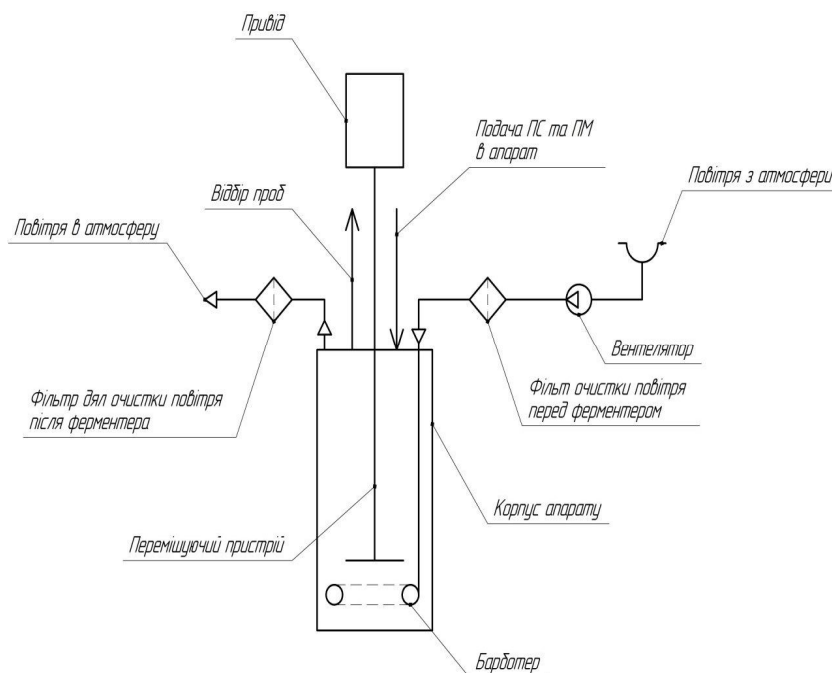


Рисунок 2.1 Схема експериментальної установки

Запропонована експериментальна установка складається з корпусу (скляна циліндрична посудина з плоским дном) та алюмінієвої кришки з технологічними отворами та ущільненням валу (в якості ущільнювача використовувався шнур із фторопласту, який фіксували за допомогою спеціальної втулки закріпленої на чотири гвинти) перемішуючого пристрою. Кришка щільно фіксується на корпусі за рахунок різьбового з'єднання та ущільнюючого матеріалу – фторопластової стрічки. Перемішуючий пристрій (вал та робоче колесо (турбінна та пропелерна мішалка), яке закріплюється на ньому) приводиться в рух приводом ES-8400 (рисунок 2.2). Повітря в установку подавалося знизу через скляний барботер, тиск в якому нагнітався ежектором. Швидкість обертів перемішуючого пристрою та інтенсивність аерації можна було регулювати за рахунок спеціальних перемикачів на відповідному обладнанні. Це дало змогу збільшити кількість можливих експериментальних маніпуляцій. Терморегуляція установки не здійснювалася, але у випадку появи такої необхідності, її можна повністю помістити в ємність з проточною гарячою або холодною водою і, регулюючи швидкість подачі теплоносія, контролювати інтенсивність теплообміну та підтримувати в апараті необхідну температуру.



## Рисунок 2.2 Перемішуючий пристрій ES-8400.

Розміри елементів установки:

- висота колби  $h_K = 0,27 \text{ м}$ ;
- діаметр колби  $d_K = 0,11 \text{ м}$ ;
- висота барботеру  $h_{\sigma} = 0,35 \text{ м}$ ;
- діаметр трубки барботеру  $d_K = 0,005 \text{ м}$ ;
- діаметр болтової окружності барботеру  $d_{\sigma o} = 0,08 \text{ м}$ ;
- діаметр турбінної мішалки  $d_{TM} = 0,025 \text{ м}$ ;
- діаметр пропелерної мішалки  $d_{PM} = 0,035 \text{ м}$ ;
- висота валу перемішуючого пристрою  $h_K = 0,45 \text{ м}$ ;
- діаметр валу перемішуючого пристрою  $d_K = 0,01 \text{ м}$ ;

Технічні характеристики приводу ES-8400:

- число оборотів: від 40 до 1000 в хвилину;
- об'єм рідини, що перемішується: від 0,25 до 40 л
- потужність двигуна: 50 Вт;
- габаритні розміри: 135x400x165;
- маса: 3,1 кг;

Верхнепривідна мішалка забезпечена вбудованим електронним безступінчастим регулятором швидкості, що дозволяє самостійно встановити число обертів;

### 2.3 Методика проведення експерименту

В корпус ферментеру номінальним об'ємом 1,8 л завантажити культуральну рідину (*Aspergillus awamori*) з урахуванням коефіцієнту заповнення, у об'ємі 1,35 л готового розчину. Закріпити перемішуючий пристрій з турбінною мішалкою в ємності з розчином (рисунок 2.3).

Встановити барботер в ємність з розчином та через трубку з'єднати його з ежекційним пристроєм.

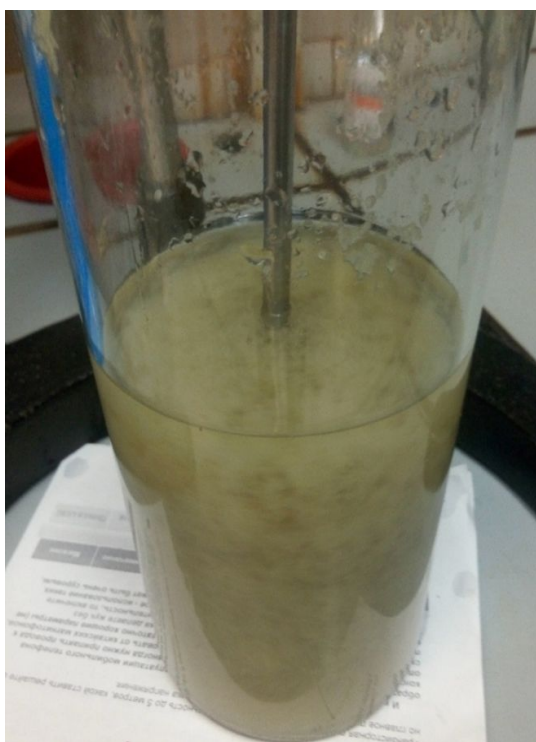


Рисунок 2.3 Колба культуральною рідиною (*Aspergillus awamori*).

Увімкнути привід перемішуючого пристрою з турбінною мішалкою та встановити частоту обертання 40 об/хв. Увімкнути барботажний пристрій з витратою повітря із розрахунку  $1 \text{ м}^3$  повітря на  $1 \text{ м}^3$  середовища за 1 хвилину.

Визначити час встановлення інтенсивного перемішування для даного режиму. Здійснити фото/відео фіксацію даного процесу.

Досліди повторити для 130, 230, 380, 540, 685, 820 об/хв. Аналогічні досліди провести замінивши турбінну мішалку на пропелерну та без застосування барботеру для кожної мішалки.



Вимкнути установку, злити культуральну рідину з апарату та промити

В установку завантажують воду з твердими часточками, так званими маркерами (мішура, блисківки) у об'ємі 1,35 л та повторити аналогічні дії як і для культуральної рідини.

Кожен дослід повторити 3-5 разів для уникнення випадкових результатів.

## 2.4 Аналіз результатів експериментів

Оскільки при перемішуванні культуральної рідини важко здійснювати візуальний аналіз, для більшої наочності розподілу потоків і твердої фази було проведено ще ряд дослідів з застосуванням маркерів (кольорових блискіток та мішури).

При швидкості 40 об/хв та відсутності аерації процес перемішування практично не відбувався, тверда фаза залишилася на дні посудини (рисунок 2.3). Це свідчить про те, що при даному режимі перемішування практично не відбувається і його недосільно використовувати в промисловості.

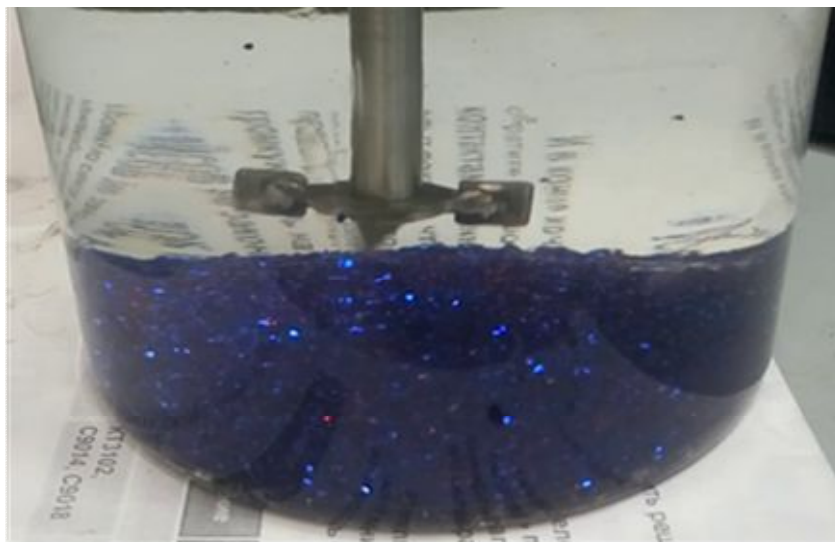


Рисунок 2.3 Фотофіксація процесу перемішування при швидкості 40 об/хв з турбінною мішалкою.

Якщо швидкість премішування збільшити до 130 об/хв, відбуваються незначні коливання твердої фази, проте вона не розподіляється по об'єму колби (рисунок 2.4а). Подальше збільшення швидкості до 230 об/хв

покалало, що вже відбувається перемішування твердої фази, проте лише у нижній третині заповненої колби (рисунок 2.4б). При швидкості 380 об/хв перемішування відбувається в повній мірі, проте недостатньо інтенсивно, потоки рухаються досить повільно (рисунок 2.4в).

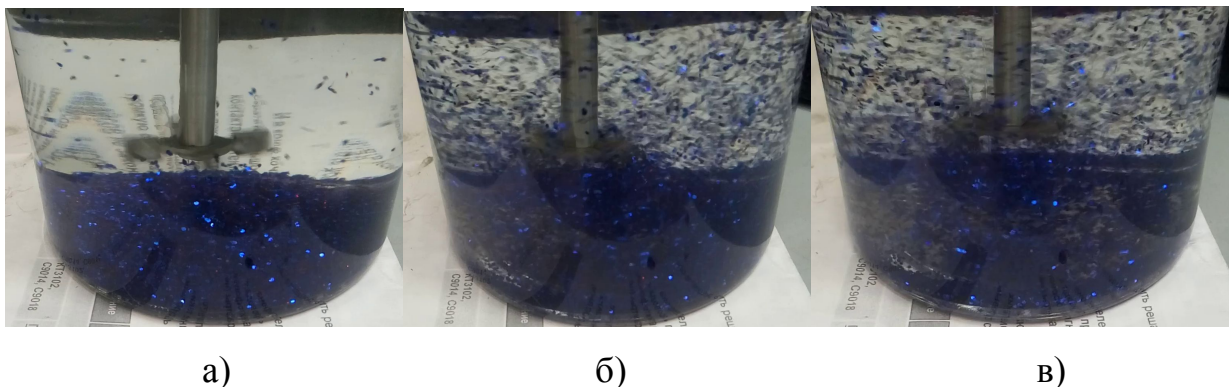


Рисунок 2.4 Фотофіксація процесу перемішування при швидкості обертів турбінною мішалки: а) 130 об/хв; б) 230 об/хв; в) 380 об/хв.

Подальше збільшення швидкості до 550 об/хв зумовило відвищення інтенсивності процесу перемішквання, у порівнянні з попередніми даними, (рисунок 2.5 а). Подальше відвищення швидкості до 685 об/хв, спричинило появу незначного вихору (рисунок 2.5 б), який досить збільшився і набув більш виразної форми при 820 об/хв (рисунок 2.5 в). Поява вихору та його подальше збільшення спричинило зниження ефективності перемішування.

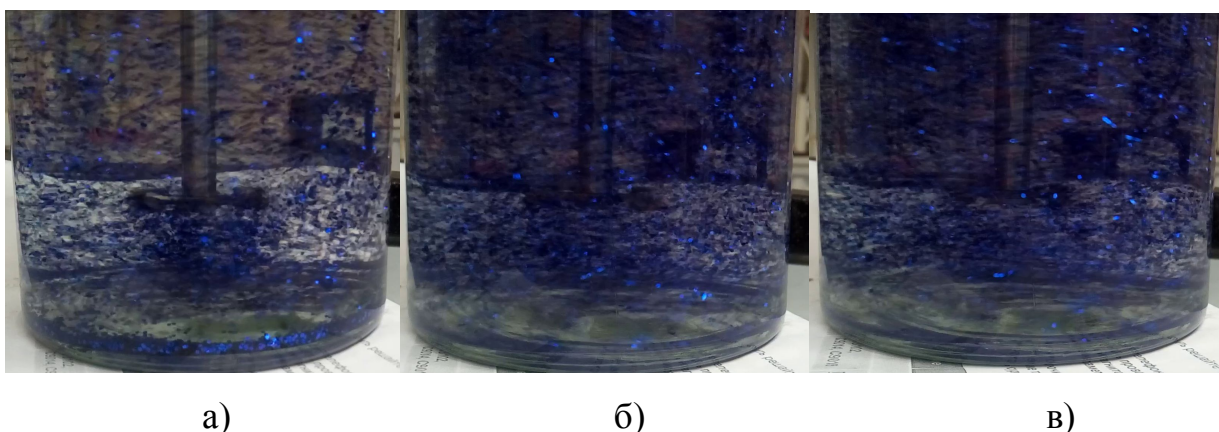


Рисунок 2.5 Фотофіксація процесу перемішування при швидкості обертів турбінної мішалки: а) 540 об/хв; б) 685 об/хв; в) 820 об/хв.

На основі отриманих результатів, можемо сказати що найефективніше процес перемішування при відсутності аерації відбувається при швидкості

обертання перемішуючого пристрою в межах від 230 до 550 об/хв. Варто зазначити, що дані показники залежать від густини та розмірів твердих частинок, що використовувалися при проведенні дослідів.

При дослідження швидкості перемішування з використанням аерації були отримані дані, відмінні від попередніх при тих же швидкостях обертання мішалки. В результаті, ми спостерігали підвищення ефективності на нижчих швидкостях обертання мішалки та відсутність вихору на високих. Наприклад, при 40 об/хв (рисунок 2.6 а), спостерігалися коливання твердої фази, а при 130 об/хв відбувався рівномірний розподіл твердих частинок у всьому об'ємі рідини (рисунок 2.6 б). Зі збільшенням швидкості інтенсивність перемішування зростала, а вихор не утворювався взагалі, навіть при 820 об/хв (рисунок 2.6 в).

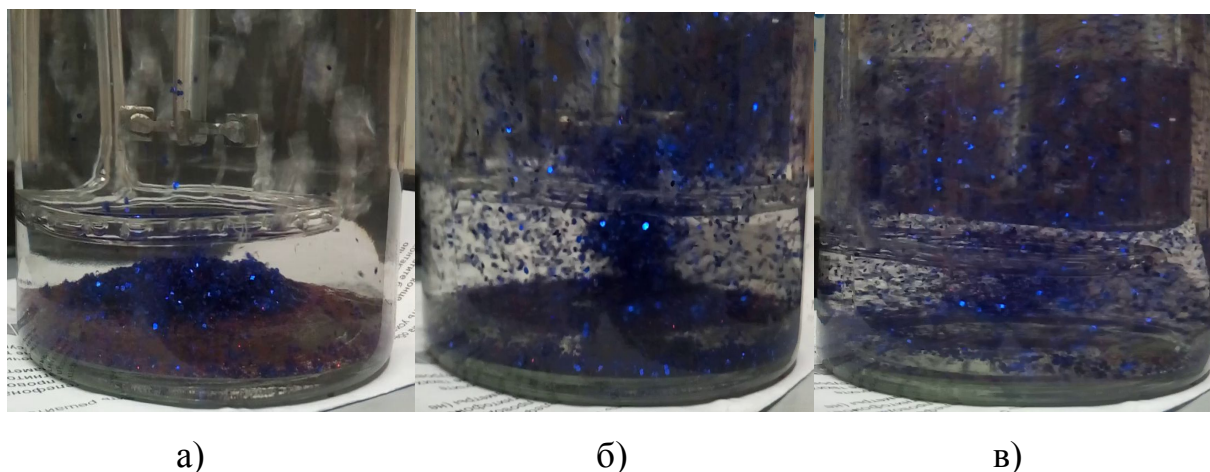


Рисунок 2.6 Фотофіксація процесу при швидкості обертів турбінної мішалки: а) 40 об/хв; б) 130 об/хв; в) 820 об/хв.

Таким чином, наявність аерації призвела до збільшення діапазону швидкостей, які можна використовувати в промислових умовах. А мінімальне значення числа обертів знизилося від 230 до 130 об/хв.

Потім аналогічні експерименти проводяться з застосуванням пропелерної мішалки.

При швидкості 40 об/хв (рисунок 2.7 а)) та відсутності аерації процес перемішування пропелерною мішалкою майже не відбувається так само як і для в випадку з турбінною. Проте вже при 130 об/хв (рисунок 2.8 б))



спостерігається вже значне прискорення протікання процесу, на відміну від турбінною для якої при цих самих обертах відбуваються лише незначні коливання.



а)

б)

Рисунок 2.7 Фотофіксація процесу при швидкості обертів пропелерної мішалки: а) 40 об/хв; б) 130 об/хв.

При швидкості обертів 380 об/хв (рисунок 2.8 а)) відбувається найбільш інтенсивне і рівномірне перемішування.

Отже, інтенсивність перемішування зі застосуванням пропелерної мішалки відбувається швидше, це пов'язано з тим, що діаметр пропелерної мішалки більший ніж у турбінної. Разом з тим і воронка починається утворюватися вже при 540 об/хв (рисунок 2.8 б)).



а)



б)

Рисунок 2.8 Фотофіксація процесу при швидкості обертів пропелерної мішалки: а) 230 об/хв; б) 380 об/хв.

## 2.5 Висновки

Проведені експерименти та аналіз отриманих результатів допомогли встановити закономірності руху потоків у культуральній і модельній рідинах. Здійснено порівняння при застосуванні аерації та без неї, встановлено, що при застосуванні аерації можливе використання швидкості обертів мішалки з більш низькими обертами мішалок при цьому ефективність процесу перемішування втрачено не буде.

На основі отриманих результатів, можемо сказати що найефективніше процес перемішування при відсутності аерації відбувається при швидкості обертання перемішуючого пристрою в межах від 230 до 550 об/хв. Варто зазначити, що дані показники залежать від густини та розмірів твердих частинок, що використовувалися при проведенні дослідів.

Наявність аерації призвела до збільшення діапазону швидкостей, які можна використовувати в промислових умовах. Мінімальне значення числа обертів знизилося від 230 до 130 об/хв., а воронка не виникала взагалі.

Інтенсивність перемішування зі застосуванням пропелерної мішалки, без аерації, відбувається швидше, це пов'язано з тим, що діаметр пропелерної мішалки більший ніж у турбінної. Разом з тим і воронка починається утворюватися вже при 540 об/хв.

Пропелерна мішалка створювала більш інтенсивний циркуляційний потік в контурі, ніж турбінна мішалка, проте остання краще диспергувала повітря, яке надходило з барботеру.

### 3 ТЕОРЕТИЧНІ ДОСЛІДЖЕННЯ І МЕТОДИ ВИРІШЕННЯ ПОСТАВЛЕНИХ ЗАДАЧ

#### 3.1 Дослідження системи перемішування

При розробці промислового ферментаційного обладнання довгий час домінувала концепція про необхідність створення в робочому обсязі апарату рівномірної ізотропної турбулентності забезпечує близькі значення гідродинаміки і масообміну в будь-якій точці апарату.

Для реалізації цієї концепції конструкція апарату зазвичай представляє собою циліндричну посудину з довгим валом по осі апарату, на якому закріплені кілька ярусів турбінної мішалки (рисунок 2.1) [31]. Турбінна мішалка забезпечує високе локальне вкладення енергії в зоні, безпосередньо біля лопатей, що забезпечує хороше: диспергування бульбашок і глибокий ступінь перемішування. Але турбінна мішалка не позбавлена і недоліків, до яких можна віднести короткі циркуляційні петлі, невелике охоплення перемішуванням внутрішнього об'єму у апарату і, отже, слабе залучення рідини периферійних зон в загальний контур циркуляції, що особливо помітно в процесах перемішування високов'язких середовищ [32].

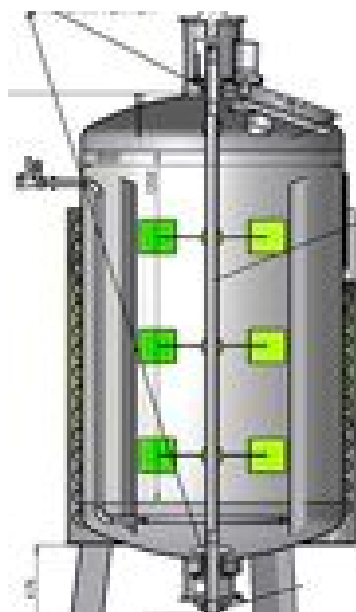


Рисунок 3.1 Ферментер з трьохярусною турбінною мішалкою.

Стосовно, в'язких культуральних рідин необхідність однорідної турбулентності середовища по робочому об'єму апарату обґрунтовувалася існуванням напівтвердих агломератів мікроорганізмів: («рідких частинок» по Данквертсу), об'єм яких пов'язаний з локальним масштабом турбулентних пульсацій. Усередині цих агломератів постачання клітин мікроорганізмів киснем і поживними речовинами здійснюється за рахунок дифузії. У рідинах, що володіють високою в'язкістю, розмір агломерату швидко збільшується після виходу із зони інтенсивного перемішування через швидке зниження турбулентності [33].

Рідина, яка містить розчинені компоненти живильного середовища, нерозчинені частки, мікроорганізми і їх мікроколоній не перемішується до молекулярного рівня або навіть до рівня окремих клітин або їх мікроколоній. Так як, відповідно до теорії Данквертса [34], перемішування відбувається до розмірів, порівнянних з найменшим масштабом турбулентних пульсацій, що визначаються за співвідношенням Колмогорова. В результаті робочий об'єм апарату розпадається на безліч сегрегованих незмішуваних обсягів рідини, що функціонують як окремі біореактори –агломерати. Постачання киснем клітин мікроорганізмів, що знаходяться всередині агломерату, відбувається через зовнішню поверхню агломерату. При цьому важливо підкреслити, що розміри агломератів більше розмірів окремих клітин або мікроколоній, або жорстких зчеплень мікроколоній. Такого роду агломерати тобто незмішувані об'єми: рідини існують навіть в будь-якій, особливо у в'язкій, рідини («рідкі частинки» по Данквертсу).

Доставка кисню до внутрішніх зон агломерату забезпечується вже шляхом дифузії, яка не забезпечує потреби клітин в кисні. На перший погляд, це підтверджує необхідність збільшення введеної потужності механічного перемішування і особливо її більш рівномірного розподілу за об'ємом так, щоб розміри мікробних агломератів були відносно невеликі і масопередача

кисню з повітря в рідину могла забезпечити високу концентрацію кисню в рідині.

Для аналізу доцільності збільшення потужності перемішування в апараті з турбінною мішалкою розрахуємо розмір масштабу турбулентності скориставшись теорією Колмогорова. Значення локальної дисипації змінюється в діапазоні від  $0,1 \epsilon/\epsilon_{cp}$  (біля стінки апарату) до  $30 \epsilon/\epsilon_{cp}$  (у лопаті мішалки).

Проте з досліджень [35] виявлено те, що наявне істотне збільшення введеної потужності механічного перемішування не забезпечує, однорідності умов масопередачі.

### 3.2 Принципи запропонованої системи перемішування

Розглянемо тепер принципово іншу в порівнянні з ізотропною турбулентністю концепцію перемішування і масообміну в ферментері.

З цієї концепції робочий об'єм рідини в апараті поділяється на 2 зони - зону інтенсивного перемішування і масообміну, створювану в безпосередній близькості від турбінної мішалки, і зону циркуляції рідини, в якій і мікро перемішування, і масопередача кисню «газ-рідина» істотно знижені (рисунок 2.2).

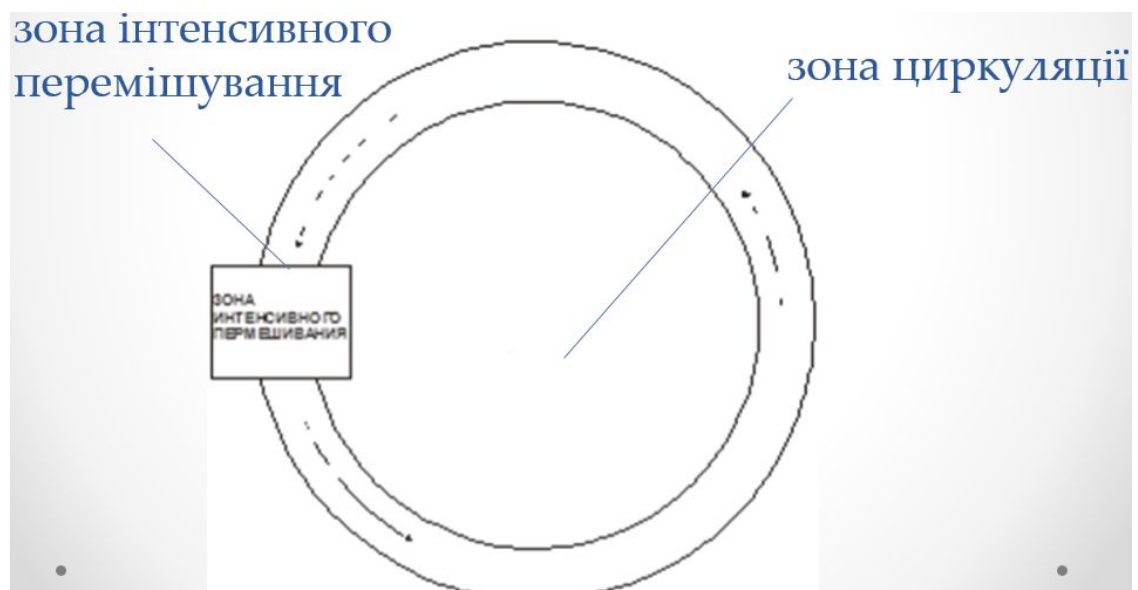




Рисунок 3.2 Циркуляційна модель структури потоків в ферментерах.

У зоні інтенсивного перемішування відбувається насичення об'єму рідини киснем, а в зоні циркуляції споживання. Якщо розглядати для цієї зони умови масопередачі кисню як стаціонарні, то очевидно, що при цьому клітини мікроорганізмів відчуватимуть нестачу кисню, і це позначиться на інтегральній продуктивності всього ферментера.

Різні мішалки створюють різні структури поля швидкостей і володіють різною інтенсивністю перемішування (рисунок 2.3) [36]. Турбінні мішалки створюють переважно радіальний потік, пропелерні і лопатеві з похилими лопатями – аксіальну (або осьову) схему руху рідини.

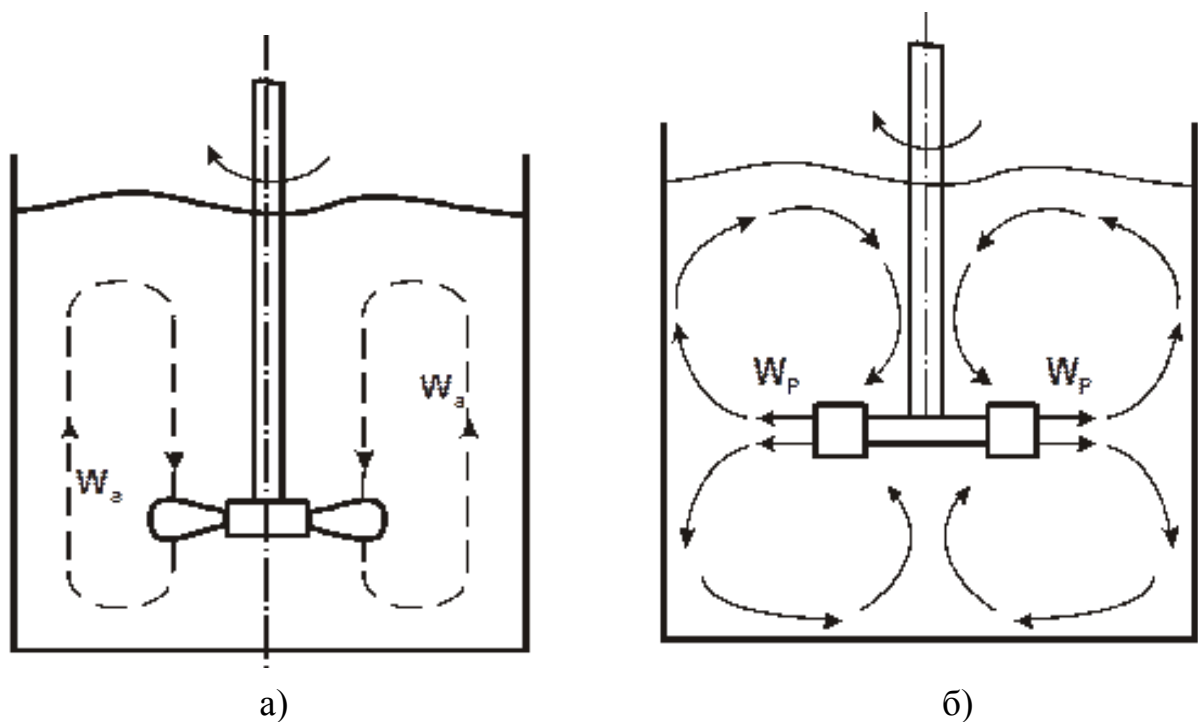


Рисунок 3.3 Схема течії рідини в посудині при використанні різних типів мішалок, а – осьовий потік, б – радіальний потік.

Мішалки, що створюють переважно радіальний потік називають радіальними мішалками, а мішалки, що створюють переважно осьовий потік, називають осьовими.

Крім того, що радіальні і осьові мішалки створюють потоки різних напрямків, вони також по-різному впливають на потік рідини, що проходить через них. Радіальна мішалка сильно турбулізує потік рідини, особливо в зоні

безпосередньої близькості до лопаті. Це забезпечує тонке перемішування, але при цьому витрачається велика кількість енергії. Енергія, отримана потоком рідини від мішалки, майже повністю дисипує в дуже невеликій зоні, безпосередньо у мішалки, а в основній частині апарату відбувається дисипація «залишків» вкладається енергії (див. рис. ). Потік рідини, що отримав енергію від радіальної мішалки, швидко втрачає її у взаємно протилежних зустрічних токах та вихорах, що виникають при хаотичному характері русі рідини, властивому турбулентному режиму течії. Градієнт швидкостей, в результаті якого з'являється хаотичний рух, виникає в області зриву рідини з лопаті мішалки, тому що на кромці лопаті швидкість велика, а з тильного боку вона дорівнює нулю.

При обертанні осьової мішалки не відбувається зіткнення її лопатей з рухомим потоком рідини, тому що лопать розташована не фронтально потоку, а під гострим кутом, що істотно знижує коефіцієнт лобового опору. Осьова мішалка не змінює напрямку руху потоків рідини в апараті з осьового на радіальний, як це робить радіальна мішалка, а лише прискорює рідину, що рухається в осьовому напрямку. Внаслідок цього в області руху лопаті осьової мішалки не виникає градієнтів швидкостей, як у турбінних, знижується вихроутворення. Вся енергія, що вкладається мішалкою, йде на надання прискорення руху потоку рідини. При роботі осьової мішалки відбувається більш рівномірний розподіл дисипації енергії за об'ємом рідини в апараті, а рідину, що рухається довше зберігає швидкість.

Таким чином, заміна радіальної мішалки на осьову викликає збільшення середньої швидкості руху рідини в апараті, збільшення інтенсивності циркуляції (зниження часу циркуляції), скорочення розміру мертвих зон, але при цьому відбувається зменшення глибини перемішування, через меншу турбулізації потоків і, отже, збільшення найменшого масштабу турбулентних пульсацій.

При перемішуванні в'язких рідин турбінними мішалками, особливо в великих апаратах з багатоярусними системами, часто має місце випадання із

загального циркуляційного контуру областей апарату, найбільш віддалених від зони мішалки. Такі зони називають «мертвими», між ними і основним контуром циркуляції відбувається слабкий масообмін з розчиненим киснем і іншими речовинами. У цих зонах виникає нестача кисню раніше ніж в іншому об'ємі апарату, що призводить до зниження загальної продуктивності процесу.

Об'єм і наявність «мертвих зон» залежить, перш за все, від інтенсивності циркуляції. У разі застосування турбінних мішалок градієнти концентрацій розчиненого кисню за об'ємом апарату особливо помітні через значну неоднорідність дисипації енергії за об'ємом апарату. В'язка рідина перемішується дуже інтенсивно в області мішалки, а на периферії вона перебуває практично в стані спокою. Гідродинамічна картина перемішування рідини турбінними мішалками істотно змінюється зі збільшенням в'язкості: відбувається розмикання загального циркуляційного контуру, він замінюється окремими короткими циркуляційними петлями і відбувається перемішування тільки тієї рідини, яка знаходиться в безпосередній близькості до мішалок. Застосування осьових мішалок, що створюють більш інтенсивний циркуляційний потік і більш рівномірну дисипації енергії, має сприяти більшому залученню рідини в загальний контур циркуляції, що сприяє більш швидкому насиченню рідини киснем і загального масообміну, а, отже, підвищення продуктивності всього процесу ферментації [37].

У багатоярусних системах перемішування, замінюючи турбінні мішалки осьовими, необхідно брати до уваги особливість роботи нижньої мішалки.

Основне завдання нижньої мішалки – це диспергування повітря, що надходить від барботера. Для цього завдання найкраще підходять радіальні мішалки з диском. Повітря збирається під диском, засмоктується в область розрідження, розташовану за лопатями радіальної мішалки, і потім диспергується у слідовій доріжці за лопаттю. При цьому не виникає таких

значних градієнтів швидкостей шарів рідини, як у випадку з верхніми ярусами, під які не подається повітря.

Отже, у випадку з багатоярусними системами перемішування має сенс замінити радіальні мішалки на осьові тільки на верхніх ярусах, а на нижньому залишити радіальну.

### 3.3 Вдосконалення існуючої системи перемішування

Турбінна мішалка є досить простою за будовою та в експлуатації, проте вона має обмеження при застосуванні з культуральними рідинами, мікроорганізмами чутливими до напружень зсуву, зокрема мікроміцетів і може нести негативний вплив при взаємодії з прямокутними гранями лопаті.

Існує задача вдосконалення мішалки, в якій її нове виконання буде забезпечувати більш якісний процес перемішування, за рахунок послаблення негативної дії при контакті кромek лопатей мішалки на мікроорганізми культуральної рідини.

В якості вихідної моделі турбінної мішалки, можна обрати мішалку, що містить ступицю, а також закріплений на ньому диск з прямими лопатями [Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: ООО ТИД "Альянс", 2004. - С. 257, рис. V-8].

Поставлену задачу можливо вирішити тим, що лопаті мішалки будуть виконані з закругленням, і матимуть більш обтікаєму форму на периферії. (рисунок 2.4, 2.5)

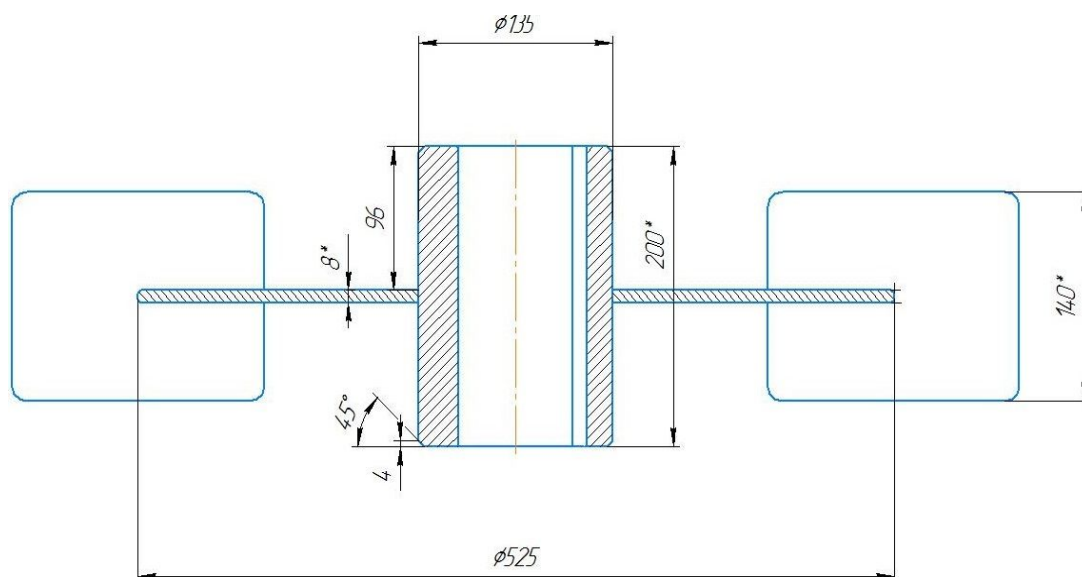


Рисунок 3.4 Креслення турбінної мішалки у розрізі

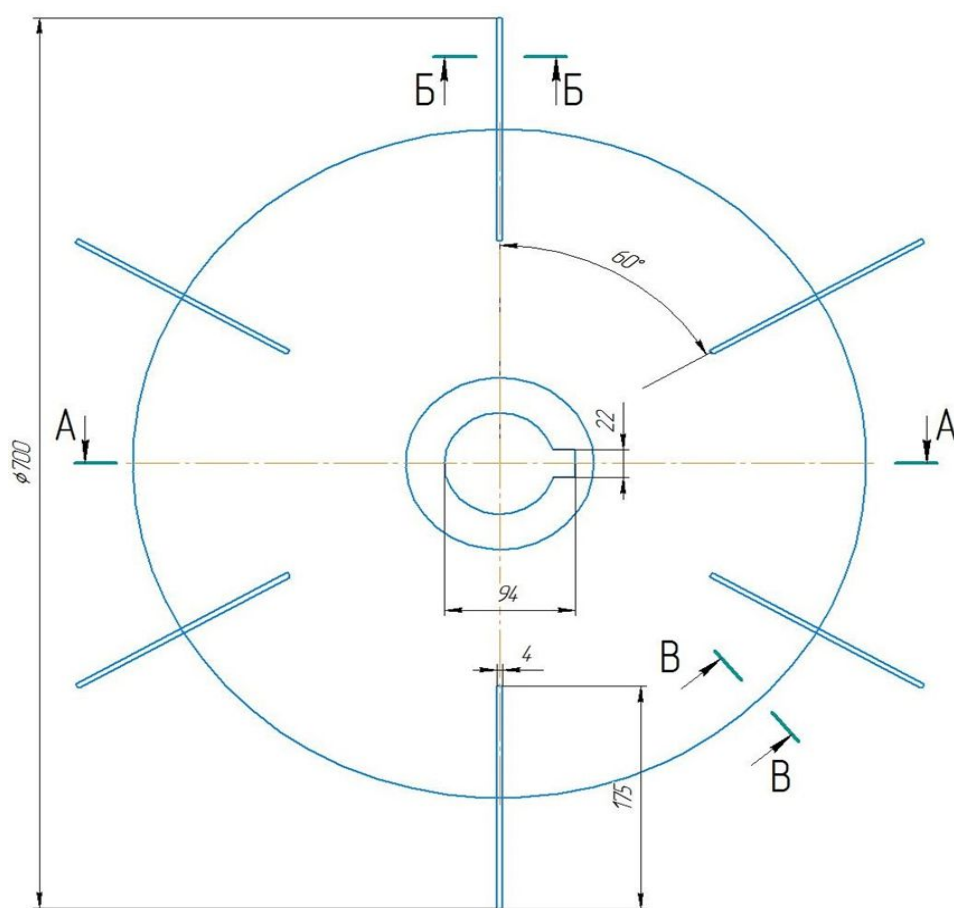


Рисунок 3.5 Креслення турбінної мішалки. Вигляд зверху.

Така конструкція дозволяє проводити процес перемішування на досить високих швидкостях при цьому уникаючи вразливої дії на клітини

мікроорганізмів (рисунок 3.6), тобто зберігаючи високу ефективність проведення процесу.

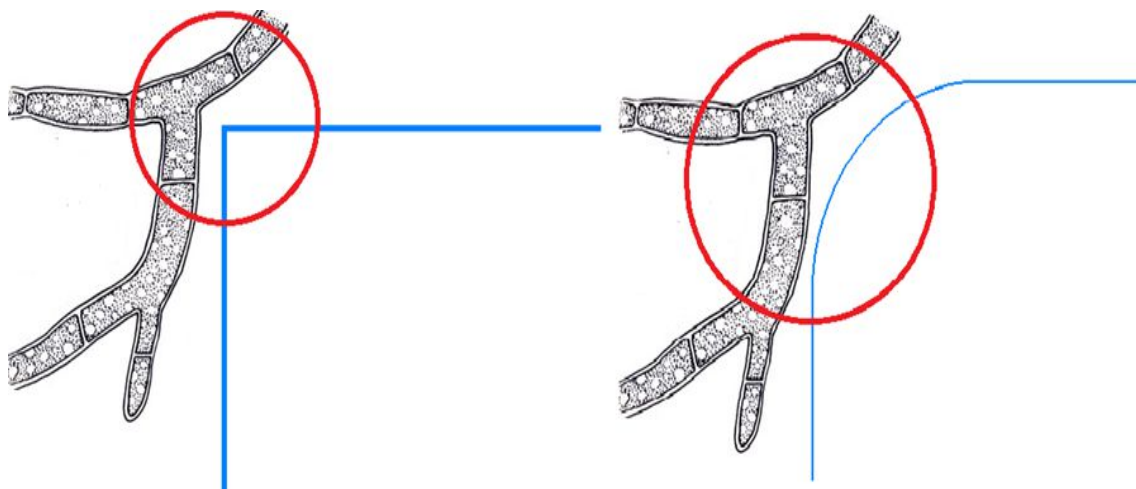


Рисунок 3.6 Місце контакту кромки турбінної мішалки з гіфами міцелію грибів: а) стандартної мішалки б) модернізованої.

При контакті міксоміцетів з гострими кромками лопаті стандартної турбінної мішалки відбувається їх руйнування. Якщо заокруглити кромки то клітини мікроміцетів будуть скользити по кромці лопоті мішалки та зберігати свою цілісність.

### 3.4 Висновки

В результаті теоретичних досліджень було обрано комбіновану трьохярусну систему перемішування. В нижньому ряду використовуємо турбінну мішалку, яка створює радіальний потік рідини, а у верхніх рядах застосовуємо дві пропелерні мішалки, що утворюють осьові потоки.

Запропонована система дозволяє інтенсифікувати процес перемішування при менших швидкостях обертання мішалки, що являється позитивним фактором при культивуванні міксоміцетів.

Також, було оптимізовано конструкцію турбінної мішалки, за рахунок зміни форми лопаті, що дозволяє зменшити вразливу дію на клітини міксоміцетів.

## 4 КОМП'ЮРНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕМІШУВАННЯ В ФЕРМЕНТЕРІ

### 4.1 Комп'ютерна модель обраної конструкції ферментеру

Комп'ютерна 3D-модель створена за допомогою програмного забезпечення “SOLIDWORKS 3D CAD” (рисунок 3.5,3.6)

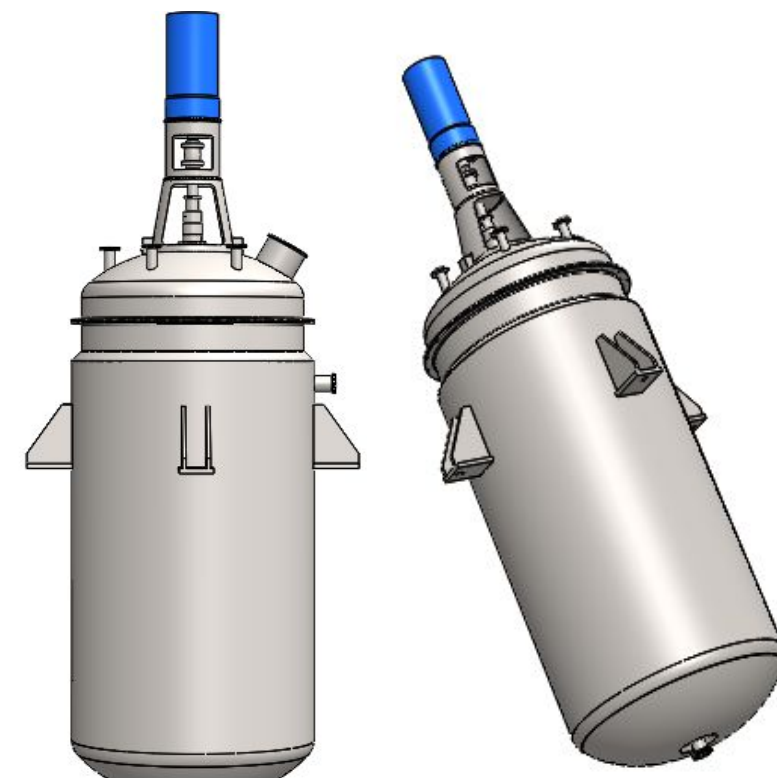


Рисунок 4.1 3D- модель ферментеру. Загальний вигляд.

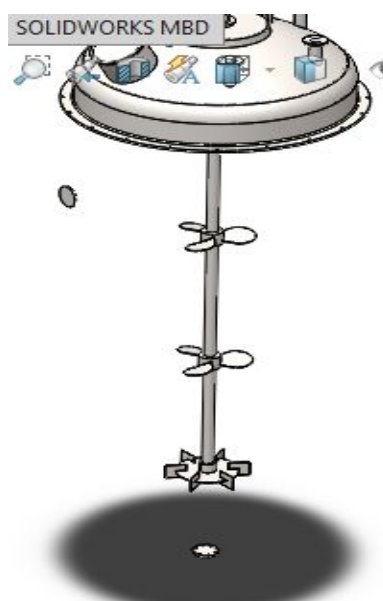


Рисунок 4.2 3-D модель перемішуючого пристрою.

Модель створена з метою візуалізації ферментеру і для подальшого проведення моделювання процесів у ньому.

Також побудована 3-D модель запропованої конструкції турбінної мішалки (рисунок 4.3) з заокругленими кормками лопатей (рисунок 4.4).

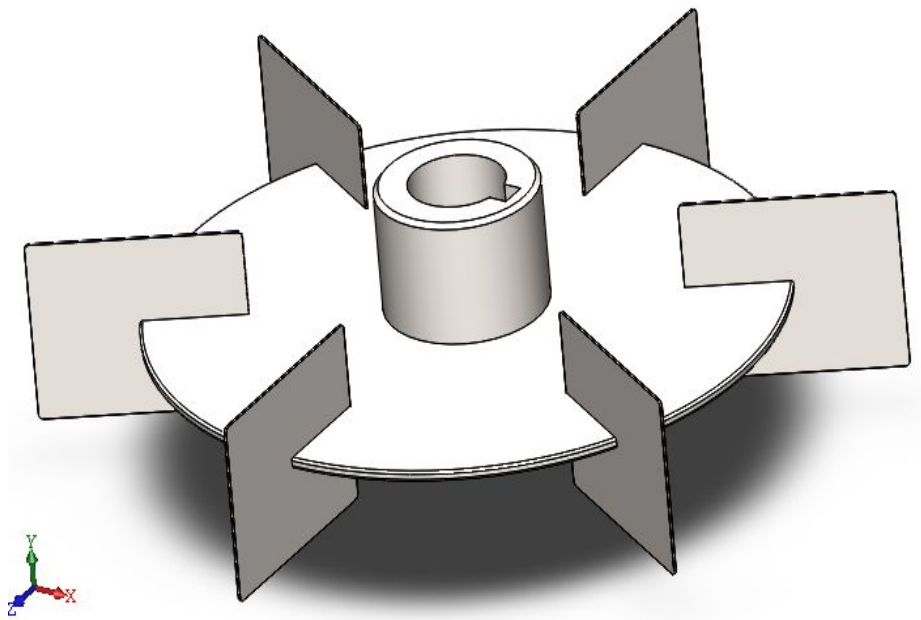


Рисунок 4.3 3D - модель запропованої конструкції турбінної мішалки.

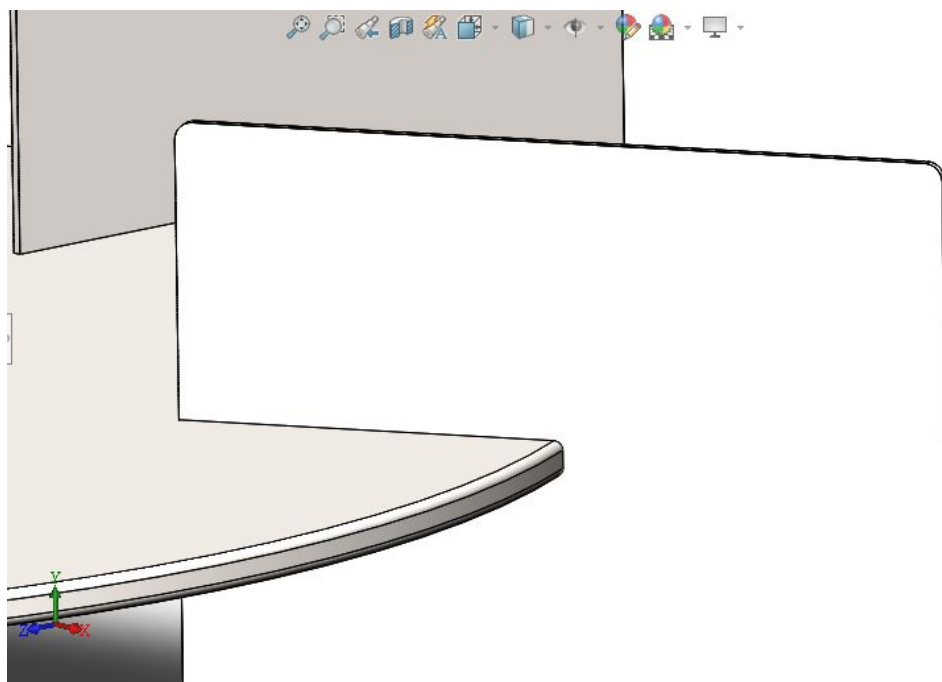


Рисунок 4.4 Фрагмент лопаті турбінної мішалки.



## 4.2 Моделювання процесу перемішування в ферментері

Комп'ютерне моделювання здійснювалося на базі створеної 3-D моделі (рисунок 4.1, 4.2).

Для цього застосовувалося програмне забезпечення “SOLIDWORKS 3D CAD” зі застосуванням додатку “FlowSimulation”, від інших програм гідродинамічного моделювання (динаміка обчислювальної рідини, CFD), поєднує високорівневу функціональність з точністю та простотою використання.

SOLIDWORKS Flow Simulation надає доступ до потужних можливостей гідродинамічного моделювання, які дозволяють прискорити впровадження інновацій у розроблювану продукцію. Будучи основою на середовищі SOLIDWORKS 3D CAD, ця обширна технологія не просто забезпечує працездатність виробу, а й допомагає зрозуміти, як продукція буде вести себе в реальному світі.

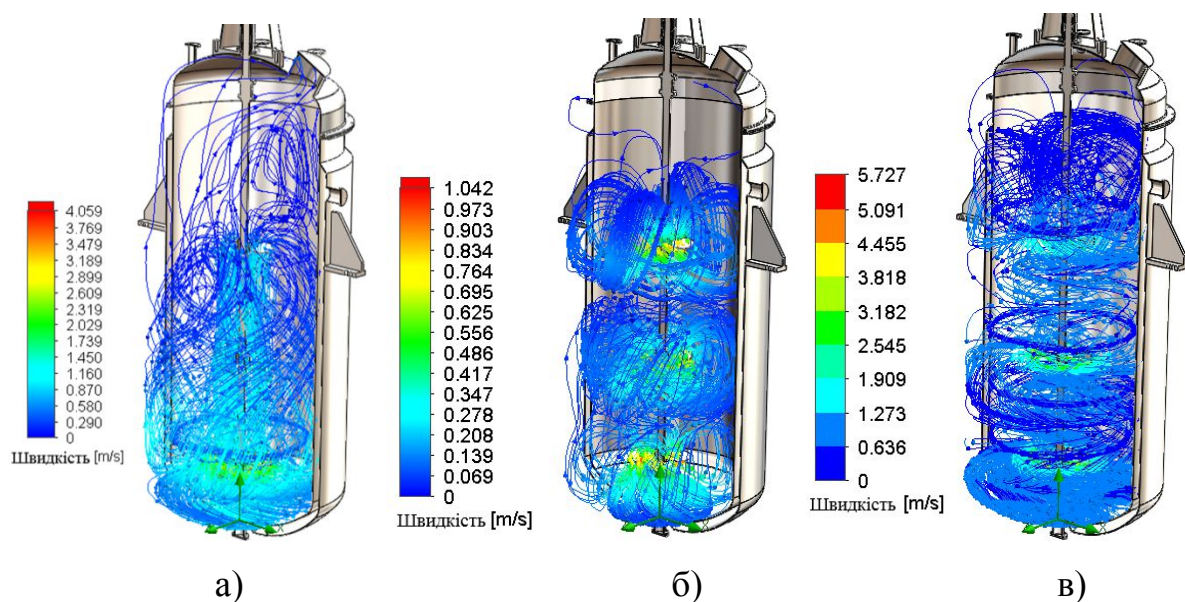


Рисунок 4.6 Моделювання процесу перемішування для різних варіантів компонування мішалок. Схема потоків для конструкції а) з двома пропелерними і однією турбінною мішалкою; б) з трьома пропелерними мішалками; в) з трьома турбінними мішалками.

Моделювання здійснювалося при наступних параметрах: внутрішній тиск  $P_a = 0,16 \text{ МПа}$ ; частоту обертів мішалки  $n = 130 \text{ об/хв}$ ; динамічну в'язкість  $\mu = 1.55 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  густину рідини  $\rho = 1050 \text{ кг/м}^3$ .

Моделювання виконувалося для трьох варіантів компоновки мішалок в трьохярусній системі перемішування.

При використанні системи з трьома пропелерними мішалками (рисунок 4.6 б) зі схеми видно, що перемішування здійснюється зонально в областях мішалок, потоки яких майже не змішуються. Так при надходженні повітря з барботеру, його доставка до верхніх рівнів рідини буде здійснюватися повільно. В зв'язку з цим у клітин буде виникати кисневе голодання.

При використанні системи з трьома турбінними мішалками (рисунок 4.6, в) зі схеми видно, що в цьому випадку перемішування відбувається слоями і найбільша швидкість потоків буде спостерігатися на периферії апарату. Цей варіант також не забезпечує необхідної ефективності перемішування, оскільки доставка кисню також буде досить нерівномірне.

Схема руху рідини в першому випадку (рисунок 4.6, а) буде найбільш прийнятною для створення ефекту комбінації зон, так як нижня турбінна мішалка з зони інтенсивного перемішування переносить потоки в зону циркуляції з пропелерними мішалками. Отримані результати співпадають з теоретичними даними [28], і обрана конструкція найбільш підійде для реалізації комбінованої системи перемішування.

На рисунку 4.7 наведений результат моделювання при заданих умовах для обраного варіанту конструкції. Отримано схему потоків модельної рідини з врахуванням градієнту швидкостей.

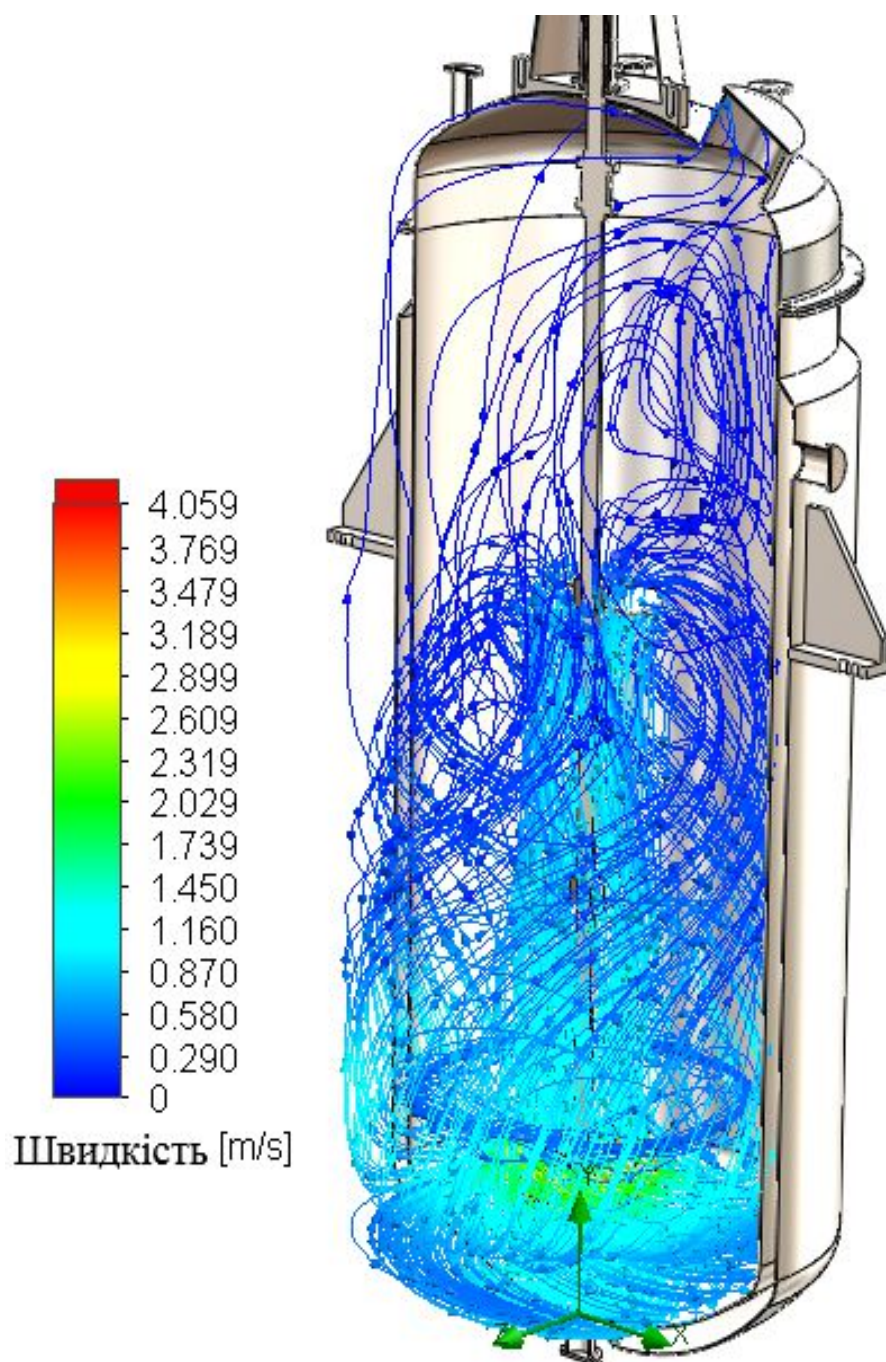


Рисунок 4.7 Моделювання процесу перемішування для обраної конструкції.

Отриманні наглядні схеми потоків дозволи здійснити порівняння і обрати найбільш прийнятну схему перемішування, яка зможе забезпечити найкращу інтенсивність перемішування, а також необхідне забезпечення киснем, що надходить з повітрям із від барботеру.

### 4.3 Висновки

Комп'ютерне моделювання підтвердило попередньо отримані теоретичні дані. При використанні трьохярусної системи перемішування, з однією турбінною і двома пропелерними мішалками, спостерігалася циркуляція потоків по всьому об'ємі апарату. У цьому основна відмінність, від трьохярусних систем перемішування з трьома турбінними та трьома пропелерними мішалками, коли перемішування потоків рідини відбувалося шарами. Це є негативним явищем, оскільки барботер знаходиться під нижньою мішалкою і кисень не буде доставлятися до верхніх шарів апарату.

## 5 ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ ФЕРМЕНТЕРУ

### 5.1 Призначення та область застосування ферментеру

Ферментер призначений для одержання біомаси аеробних мікроорганізмів, в рідких середовищах та для дослідження культуральних властивостей мікроорганізмів.

Застосовується в біотехнологічній промисловості при виробництві лікарських і ветеринарних препаратів, вакцин, продуктів харчової промисловості (ферменти, харчові добавки, глюкозні сиропи) [39].

Ферментер є однією з основних ланок в різних технологічних процесах. Призначенням ферментеру в мікробіологічному процесі є створення найбільш оптимальних умов для життєдіяльності культивованих в ньому клітин або мікроорганізмів.

Мікробні клітини можуть витримувати енергійне перемішування і аерацію. Клітини мікроорганізмів (мікроміцетів, бактерій) більш чутливі до механічних впливів, незалежно від способу культивування: суспензійного або в іммобілізованому стані [40].

У ферментері знаходиться гетерогенна система компонентів, що складається з суспензії клітин і газу. У такій системі повинні бути забезпечені способи перенесення тепла і маси між фазами з метою створення оптимальних умов для росту продуцента і біосинтезу цільового продукту, при дотриманні умов стерильності і економічності процесу.

Загальновідомі і широко застосовуються в ферментерах два способи перемішування:

- перемішування механічним пристроєм знаходяться в рідкій фазі, яке, обертаючись, змушує рухатися рідину;
- перемішування за рахунок продувки газової фази через рідку (різні аерліфтні і барботажні апарати).

Ферментери виготовляють з високолегованих марок сталі, іноді з титану. Внутрішня поверхня ферментеру повинна бути відполірована.

Типові ферментери є вертикальними ємності різної місткості (малі - від 1 до 10 л, великотоннажні - понад 1000 л) з мінімальним числом штуцерів та передавальних пристроїв. У ферментерах повинні бути забезпечені оптимальні гідродинамічні і масообмінні умови. Ферментери забезпечені паровою сорочкою, мішалками, барботерами, стерилізують повітряними фільтрами, відбійниками, що забезпечують необхідні температурний, газовий режим, гідродинамічну обстановку в ферментері (тобто процеси масо-і теплообміну). У ферментерах є пробовідбірники для відбору проб культуральної рідини в процесі біосинтезу. Можуть бути й інші конструктивні особливості, що враховують специфіку біотехнологічного процесу. Робота окремих вузлів контролюється вимірювальними приладами, що фіксують як параметри технологічного процесу, так і окремі фізико-хімічні показники культивування (температуру стерилізації та культивування, швидкість обертання мішалки, тиск, витрата повітря або газів на аерацію, ціноутворення, рН, еН середовища ). [41]

Тип ферментеру, чистота обробки внутрішніх стінок апарату і окремих його вузлів, ємність, коефіцієнт заповнення, поверхня тепловіддачі, спосіб відведення тепла, тип перемішуючого пристрою, аеруючі пристрої, арматура і запірні пристрої, спосіб піногасіння, - далеко не повний перелік окремих елементів, як окремо так і у взаємозв'язку, впливають на процес культивування мікроорганізмів і клітин [42].

## 5.2 Технічна характеристика

Апарат призначений для культивування міцеліальних грибів.

1. Номінальний об'єм апарату –	20 м <sup>3</sup> .
2. Робочий об'єм апарату –	13 м <sup>3</sup> .
3. Коефіцієнт заповнення апарату –	0,65.
4. Площа поверхні теплообміну сорочки –	25,5 м <sup>2</sup> .
5. Тип перемішуючого пристрою –	мішалка пропелерна, турбінна.
6. Частота обертання валу мішалки –	130 об/хв
7. Потужність електродвигуна –	37 кВт
8. Середовище в апараті	
в корпусі –	культуральна рідина.
в сорочці –	вода.
9. Тиск	
у корпусі –	0,16 МПа
у сорочці –	0,15 МПа
10. Температура	
у корпусі –	28°C
у сорочці холодного теплоносія (води)	
початкова –	18°C
кінцева –	22°C
11. Габаритні розміри	
довжина –	3308 мм
ширина –	3308 мм
висота –	8096 мм
12. Маса апарату –	7065 кг

### 5.3 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції ферментеру

#### 5.3.1 Вихідні дані

Вихідні дані:

- маса посівного матеріалу  $m_{\text{пм}} = 1\,365 \text{ кг}$ ;
- маса поживного середовища  $m_{\text{пс}} = 12\,285 \text{ кг}$ ;
- об'єм апарату  $V = 20 \text{ м}^3$ ;
- коефіцієнт заповнення апарату  $\varphi_1 = 0,65$ ;
- густина середовища  $\rho = 1050 \text{ кг/м}^3$ ;
- витрата повітря  $V_{\text{пов}} = \frac{1 \text{ м}^3}{\text{м}^2} \cdot \text{хв}$ ;
- динамічна в'язкість  $\mu = 1,55 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ;
- теплоємність  $C = 3391 \text{ Дж/(кг} \cdot ^\circ\text{C)}$ ;
- поверхневий натяг середовища  $\sigma_p = 0,002 \text{ Н/м}$ ;
- коефіцієнт теплопровідності  $\lambda = 0,545 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$ ;
- температура в апараті  $t_a = 28^\circ\text{C}$ ;
- температура початкова у сорочці  $t_{\text{сп}} = 18^\circ\text{C}$ ;
- температура кінцева у сорочці  $t_{\text{ск}} = 22^\circ\text{C}$ ;
- внутрішній діаметр апарату  $D_a = 2400 \text{ мм}$ ;
- діаметр мішалки  $d_m = 700 \text{ мм}$ ;
- діаметр сорочки  $D_c = 2600 \text{ мм}$ ;
- тиск в апараті  $p_a = 0,13 \text{ МПа}$ ;
- тиск в сорочці  $p_c = 0,15 \text{ МПа}$ ;
- число обертів мішалки  $n = 130 \text{ об/хв}$ ;
- час культивування  $t_k = 120 \text{ год}$ ;
- коефіцієнт корисної дії електродвигуна  $\eta = 0,9$ ;
- перемішуючий пристрій – пропелерна, турбінна мішалка;
- кількість ярусів перемішуючого пристрою  $z = 3$ ;



Приймаємо за ГОСТ 9931-85 апарат з еліптичним відбортаним днищем номінальною ємністю  $20,0 \text{ м}^3$ :

- внутрішній діаметр 2200 мм;
- висота циліндричної частини – 4300 мм;
- загальна висота – 5480 мм.
- товщина стінки 14 мм.

Приймаємо за ОН-26-01-73-68 обичайки діаметром 2400 мм з поверхнею теплообміну  $25,5 \text{ м}^2$  та висотою 3710 мм.

Схема ферментеру зображена на рисунку 2.

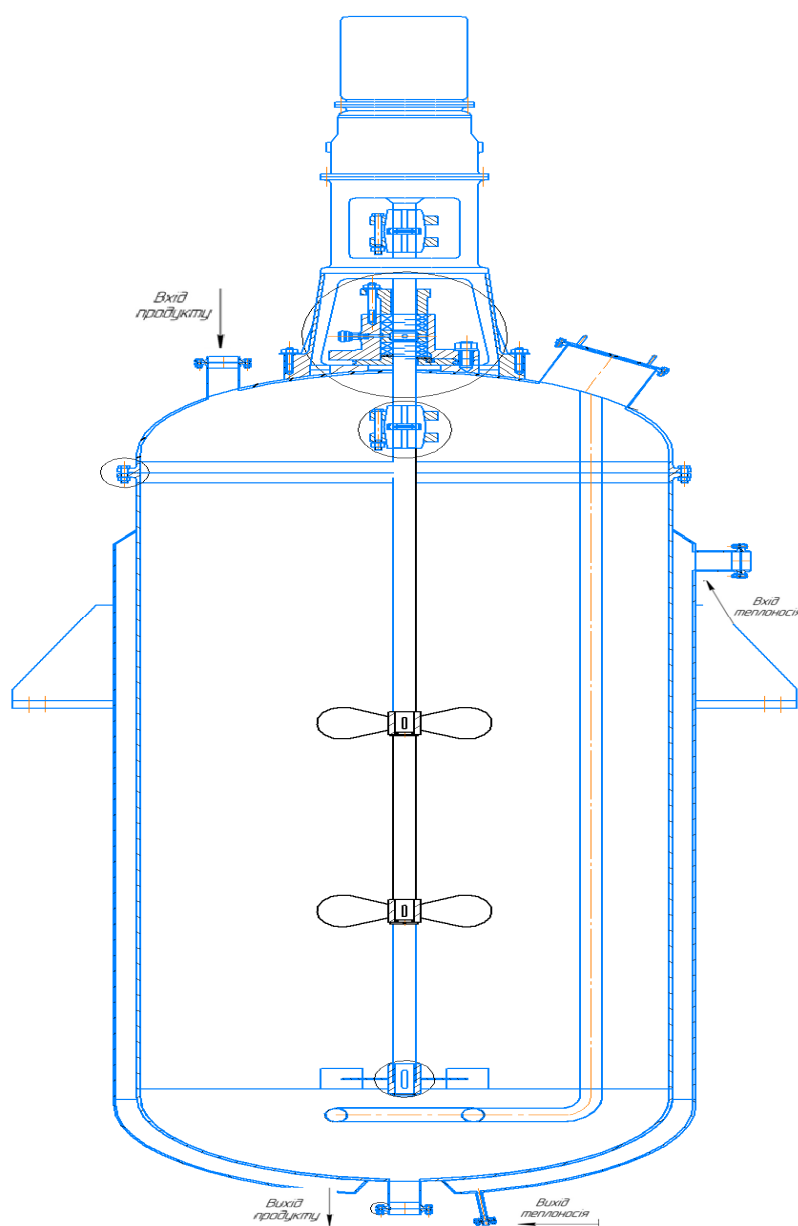


Рисунок 5.1 Розрахункова схема ферментеру

### 5.3.2 Матеріальний баланс ферментеру. Розрахунок об'єму апарату

Матеріальний баланс ферментеру:

$$m_p = m_{\text{пм}} + m_{\text{пс}} = 1\,365 + 12\,285 = 13\,650 \text{ кг.}$$

Робочий об'єм ферментеру:

$$V_{p1} = V_{\text{пм}} + V_{\text{пс}}$$

Об'єм посівного матеріалу, що міститься в ферментері:

$$V_{\text{пм}} = \frac{m_{\text{пм}}}{\rho_{\text{пм}}} = \frac{1365}{1050} = 1,3 \text{ м}^3,$$

де  $\rho_{\text{пм}} = 1050 \text{ кг/м}^3$  – густина посівного матеріалу, вибрана відповідно до [2].

Об'єм поживного середовища, що міститься в ферментері:

$$V_{\text{пс}} = \frac{m_{\text{пс}}}{\rho_{\text{пс}}} = \frac{12285}{1050} = 11,7 \text{ м}^3,$$

де  $\rho_{\text{пс}} = 1050 \text{ кг/м}^3$  – густина поживного середовища, вибрана відповідно до [2].

Визначаємо робочий об'єм ферментеру:

$$V_{p1} = 1,3 + 11,7 = 13 \text{ м}^3.$$

Коефіцієнт заповнення ферментеру приймаємо, як  $\varphi_1 = 0,65$ ;

Номінальний об'єм ферментера:

$$V_n = \frac{13}{0,65} = 20 \approx 20 \text{ м}^3,$$

Обираємо зі стандартного ряду ферментер, відповідно до [7], з номінальним об'ємом  $20 \text{ м}^3$  у якого: діаметр апарату –  $D_{p.з} = 2,2 \text{ м}$ , діаметр сорочки –  $D_p = 2,4 \text{ м}$ , площа поверхні теплообміну сорочки –  $F_p = 22,5 \text{ м}^2$ , висота сорочки –  $h_p = 4,52 \text{ м}$ , висота днища –  $h_{\text{дн}} = 0,55 \text{ м}$ , об'єм днища –  $V_{\text{дн}} = 0,1615,5 \text{ м}^3$ , висота відбортівки днища –  $h_{\text{дн}} = 0,06 \text{ м}$ .

### 5.3.3 Конструктивний розрахунок ферментеру

Діаметр мішалки вибираємо виходячи із співвідношення:

$$\frac{d_m}{D_\phi} \approx 0,33$$

тоді:

$$d_m = D_\phi \cdot 0,33 = 0,726 \text{ м},$$

приймаємо відповідно до стандартного ряду [9]:  $d_m = 0,710 \text{ м}$ .

Діаметр валу мішалки:

$$d_s = 0,122 \cdot d_m = 0,122 \cdot 0,71 = 0,0866 \text{ мм},$$

приймаємо відповідно до стандартного ряду [16]:  $d_s = 0,095 \text{ мм}$ .

Відстань від мішалки до дна апарату знайдемо із співвідношення:

$$\frac{h}{d_m} = 0,4 \dots 1;$$

тоді:  $h = \frac{d_m}{1} = \frac{0,71}{1} = 0,71 \text{ м};$

Висота рідини в апараті:

$$H_p = \frac{4 \cdot (V_{p1} - V_{дн})}{\pi D^2} + h_{дн} = \frac{4 \cdot (13 - 0,1615)}{3,14 \cdot 2,2^2} + 0,55 = 3,93 \text{ м}$$

### 5.3.4. Розрахунок потужності, що витрачається на перемішування

Потужність, що витрачається на перемішування:

$$N = K_N \cdot \rho_p \cdot n^3 \cdot d_m^5$$

Коефіцієнт  $K_N$  визначаємо в залежності від критерію Рейнольдса.

$$Re_\phi = \frac{n \cdot d_m^2 \cdot \rho_p}{\mu_p} = \frac{2,17 \cdot 0,71^2 \cdot 1050}{1,55 \cdot 10^{-3}} = 7,41 \cdot 10^5$$

де  $\rho_{p1} = 1050 \text{ кг/м}^3$  – густина розчину хлорид калію,

$$\mu = 1,55 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с} [10].$$

де  $K_N = 7$  – критерій потужності для турбінної мішалки в апараті з перегородками, що визначається з графіка в залежності від значення числа Рейнольдса [37]:

При даному значенні критерію Рейнольдса для турбінної мішалки:

$$N_T = 7 \cdot 1050 \cdot 2,17^3 \cdot 0,71^5 = 13,551 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

При даному значенні критерію Рейнольдса для двох пропелерних мішалок:

$$\begin{aligned} N_{\text{пр}} &= 0,9 \cdot 1050 \cdot 2,17^3 \cdot 0,71^5 + 0,6 \cdot (0,9 \cdot 1050 \cdot 2,17^3 \cdot 0,71^5) \\ &= 1742,2 + 1045,4 = 2787,5 \text{ Вт} \end{aligned}$$

При перемішуванні багатоярусними мішалками кожна додаткова мішалка збільшує споживану потужність приблизно на 60%.

Сумарна потужність для всіх мішалок:

$$N_{\text{заг}} = N_T + N_{\text{пр}} = 16,339 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

У ферментері використовується магніто-рідинне ущільнення, тоді потужність, що втрачається в ущільненні розрахуємо як для подвійного торцевого:

$$N_{\text{ущ}} = 6020 \cdot d_m^{1,3},$$

$$N_{\text{ущ}} = 6020 \cdot 0,095^{1,3} = 282,3 \text{ Вт;}$$

Потужність електродвигуна:

$$N_{\text{ел.д}} = \frac{K_n \cdot K_h \cdot \sum K_i \cdot N + N_{\text{ущ}}}{\eta}$$

де  $K_n$  – коефіцієнт, що враховує наявність перегородок. При відсутності перегородок  $K_n = 1,25$  [11],  $K_h$  – коефіцієнт, що враховує висоту рідини в апараті:

$$K_h = \left( \frac{H_p}{D} \right)^{0,5} = \left( \frac{3,93}{2,2} \right)^{0,5} = 1,32$$

$K_i = 1,2$  – коефіцієнт, що передбачає наявність внутрішніх пристроїв (гільза термометра, рівнемір, пробовідбірник, барботер);

З урахування зазначених коефіцієнтів, потужність електродвигуна становитиме:

$$N_{\text{ел.д}} = \frac{1,25 \cdot 1,32 \cdot 1,2 \cdot 16,339 \cdot 10^3 + 282,3}{0,9} = 36,260 \cdot 10^3 \text{ Вт}$$

Зі стандартного ряду, відповідно до [10], обираємо електродвигун типу 4AA56B4CXU1 потужністю 37 кВт.

#### 5.3.4 Розрахунок барботажного пристрою

Для забезпечення процесу необхідна хороша аерація середовища у ферментері. Тому приймаємо витрати повітря із розрахунку  $1 \text{ м}^3$  повітря на  $1 \text{ м}^3$  середовища за 1 хвилину.

$$V_{\text{пов}} = 13 \frac{\text{м}^3}{\text{хв}} = 0,2166 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

Визначаємо основні розміри барботера

Діаметр труби барботера при швидкості газу в ній  $w_g = 20 - 25 \text{ м/с}$ :

$$d_{\text{б.в.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V_g}{\pi \cdot w_g}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,2166}{\pi \cdot 20}} = 0,092 \text{ м};$$

Для барботеру за стандартами до безшовних гарячекатаних труб, приймаємо трубу діаметром 95 мм та товщиною стінки 4 мм, тобто  $d_{\text{б.н.}} \times s = 95 \times 4 \text{ мм}$ .

Середній діаметр барботера:

$$D_{\text{ср}} = 6 \cdot d_{\text{б.н.}} = 6 \cdot 0,095 = 0,57 \text{ м}$$

Висота розміщення барботера під мішалкою:

$$h_{\text{б}} = 0,25 \cdot d_{\text{м}} = 0,25 \cdot 0,7 = 0,175 \text{ м}$$

Густина повітря при температурі і абсолютному тиску  $p = 0,1 + p_{\text{н}} + H_{\text{р}} \rho_{\text{р}} g 10^{-6}$ , МПа:

$$\rho_{\text{г}} = \rho_0 p T_0 / (p_0 T) = 1,29 \cdot 0,13 \cdot 273 / (0,1 \cdot 293) = 1,56 \text{ кг/м}^3;$$

де  $\rho_0$  - густина повітря при  $T_0 = 273K$ ,  $\rho_0 = 1,29 \text{ кг/м}^3$ ;

$p_0$  – атмосферний тиск,  $p_0 = 0,1 \text{ МПа}$ ;

$T = t + 273$  – температура повітря в Кельвінах;

$$p = 0,1 + p_{\text{н}} + H_{\text{р}} \rho_{\text{р}} g 10^{-6} = 0,1 + 0,03 = 0,13 \text{ МПа};$$

Швидкість газу в отворах барботера:

$$w_o = 3,4 \cdot \sqrt{\frac{d_{\text{б.в}} \rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{г}}}} = 3,4 \sqrt{0,092 \cdot \frac{1080}{1,56}} = 27,13 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Прийmemo діаметр отворів в барботері  $d_o = 10 \text{ мм}$ , тоді загальна їх кількість :

$$z_o = \frac{4V_{\text{г}}}{\pi d_o^2 w_o} = \frac{4 \cdot 0,133}{3,14 \cdot 0,01^2 \cdot 27,13} = 62,44 = 62;$$

Якщо отвори розмістити по колу діаметром, то крок їх розміщення буде:

$$t = \frac{\pi D_{\text{ср}}}{Z_o} = \frac{3,14 \cdot 0,57}{62} = 0,0288 \text{ м.}$$

### 5.3.5 Тепловий розрахунок

Тепловий розрахунок ферментеру зводиться до вирішення рівняння теплового балансу і знаходження з нього теплового навантаження, витрати холодоагенту і необхідної поверхні теплопередачі. Тепловий розрахунок виконується після матеріального балансу.

Теплообмінні пристрої ферментера повинні забезпечувати підтримку певної температури протягом всього циклу. Якщо допустити постійність тепловиділення в апараті, то тепловий баланс ферментера буде наступним:

$$Q_{\delta} + Q_{\text{м}} + Q_{\text{пов}} + Q_{\text{п}} + Q_{\text{х}} = 0 ;$$

де  $Q_{\delta}$  — кількість тепла, що виноситься з культуральною рідиною;

$Q_{\text{м}}$  — кількість тепла, що виділилося при роботі перемішувачем пристроєм;

$Q_{\text{пов}}$  — кількість тепла, що вноситься з аеруючим повітрям;

$Q_{\text{п}}$  — втрати тепла в навколишнє середовище;

$Q_{\text{х}}$  — кількість тепла, що відводиться з охолоджуючою водою.

Кількість тепла, що виноситься з культуральною рідиною:

$$Q_{\delta} = V_{\text{р}} \cdot C_{\text{рк}} \cdot t_{\text{кр}} \cdot \rho_{\text{кр}} = 13 \cdot 3870 \cdot 28 \cdot 1050 = 1,48 \cdot 10^9 \text{ Вт};$$

$C_{\text{рк}}$  — питома теплоємність культуральної рідини.

Кількість тепла, що виділилося при роботі перемішувачем пристроєм:

Перетворення механічної енергії в теплову (дисипація енергії) встановлюється експериментально по амперажу споживаного або прямому калориметруванням або розрахунком по емпіричній формулі.

У приближеній оцінці кількість тепла дорівнює потужності приводу:

$$Q_{\text{м}} = N_{\text{ел.д}} \cdot \tau = 36,260 \cdot 10^3 \cdot 120 \cdot 3600 = 1,566 \cdot 10^{10} \text{ Вт};$$

Для забезпечення процесу необхідна хороша аерація середовища у ферментері. Тому приймаємо витрати повітря із розрахунку 1 м<sup>3</sup> повітря на 1 м<sup>3</sup> середовища за 1 хвилину.

$$V_{\text{пов}} = 13 \frac{\text{м}^3}{\text{хв}} = 0.2166 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 780 \frac{\text{м}^3}{\text{год}}$$

Для розрахунку теплової енергії, що виділяється з повітрям, необхідно знати густину повітря при температурі  $t = 28^{\circ}\text{C}$ , яку розрахуємо за формулою:

$$\rho_{\text{пов}} = 1,29 \cdot \frac{273}{273 + t};$$

$$\rho_{\text{пов}} = 1,29 \cdot \frac{273}{273 + 28} = 0,906 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3};$$

Тоді кількість тепла, що виділяється з повітрям:

$$Q_{\text{пов}} = V_{\text{пов}} \cdot C_{\text{пов}} \cdot t_{\text{пов}} \cdot \rho_{\text{пов}} \cdot \tau = 0,2166 \cdot 1000 \cdot 28 \cdot 0,906 \cdot 120 \cdot 3600 \\ = 2,374 \cdot 10^8 \text{ Вт}$$

Втрати тепла в довкілля, тобто через стінки апарату (шляхом конвекції і випромінювання) визначаються рівнянням:

$$Q_{\text{п}} = 0,02 \cdot Q_{\text{б}} = 0,02 \cdot 1,48 \cdot 10^9 = 2,96 \cdot 10^7 \text{ Вт};$$

Кількість тепла, що відводиться з охолоджуючою водою:

$$Q_{\text{х}} = 1,48 \cdot 10^9 - 2,96 \cdot 10^7 + 2,374 \cdot 10^8 + 1,566 \cdot 10^{10} = 1,734 \cdot 10^{10} \text{ Вт}$$

Теплоносій.

$$G_m \times c_{pm} \times (t_{\text{тпоч}} - t_{\text{ткін}}) = \Sigma E_{\text{випр}} - \Sigma E_{\text{надох}};$$

$$\Delta = \sum E_{\text{випр}} - \sum E_{\text{надох}}$$

– теплове навантаження теплообмінних пристроїв.

$$t_{\text{ткін}} - t_{\text{тпоч}} = \Delta t$$

– зміна температури теплоносія.

У даному процесі біосинтезу мікроорганізму необхідно охолоджувати реакційне середовище, тому теплоносій – вода – буде нагріватись, значить

$$t_{\text{ткін}} > t_{\text{тпоч}}.$$

Тоді кінцева температура буде:  $t_{\text{к}} = 22^{\circ}\text{C}$ ;

температура на початку:

$$t_{\text{тпоч}} > t_{\text{ткін}} - \Delta t = 22 - 4 = 18^{\circ}\text{C};$$

$$\Delta t = 4^{\circ}\text{C};$$

Витрати теплоносія розрахуємо за формулою:



$$G_{\tau} = \frac{Q}{\tau \cdot C \cdot \Delta t} = \frac{1,734 \cdot 10^{10} - 1,566 \cdot 10^{10}}{120 \cdot 3600 \cdot 3391 \cdot 4} = \frac{1680000000}{5859648000} = 0.186 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Об'ємні витрати теплоносія:

$$V_{\tau} = \frac{G_{\tau}}{\rho_{\tau}} = \frac{0.186}{1000} = 0,000186 \frac{\text{м}^3}{\text{с}};$$

де  $\rho_{\tau} = 1000 \text{ кг/м}^3$  – густина теплоносія.

$$\text{Приймаємо } K_{op} = 480 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}}; t_{сер} = 10^{\circ}\text{C}.$$

Орієнтовна поверхня теплообміну:

$$F_{op} = \frac{Q_{\tau}}{\tau \cdot K_{op} \cdot t_{сер}} = \frac{1680000000}{585964800} = 19,467 \text{ м}^2$$

Розрахована площа теплообміну **19,467 м<sup>2</sup>**, є меншою ніж стандартна **25,5 м<sup>2</sup>**, тобто обраний ферментер забезпечує необхідну температуру протягом його роботи без додаткових теплообмінних пристроїв. Належний тепловий режим забезпечується підведенням теплоносія в сорочку.

Уточнення коефіцієнта тепловіддачі:

Для апаратів з перемішуючим пристроєм в умовах барботажу коефіцієнт тепловіддачі від середовища до внутрішньої стінки апарату визначають з наступної формули:

$$Nu_{pc} = \frac{\alpha_{pc} \times D}{\lambda_p};$$

Звідки коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha_{pc} = \frac{Nu_{pc} \times \lambda_p}{D};$$

Критерій Нуссельта розраховуємо за формулою:

$$Nu_{pc} = 1,35 \times Re^{0,59} \times Pr_p^{0,33} \times I^{0,14} \times Fr^{-0,1};$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re_p = \frac{d_m}{\nu_p} \times (d_m \times n + 4 \times W_z) = \frac{0,08}{1,4 \times 10^{-6}} (0,08 \times 3,33 + 4 \times 0,025) = 20965;$$

Критерій Прандтля:

$$Pr_p = \frac{\mu_p \times c_p}{\lambda_p} = \frac{1,5 \times 10^{-3} \times 4000}{0,6} = 10;$$

Критерій Фруда:

$$Fr_p = \frac{n^2 \times d_m}{g} = \frac{3,33^2 \times 0,08}{9,8} = 0,09;$$

Швидкість газу:

$$W_z = \frac{4 \times V_z}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 2,083 \times 10^{-3}}{3,14 \times 0,325^2} = 0,025 \text{ м / с};$$

Тоді критерій Нуссельта дорівнює:

$$Nu_{pc} = 1,35 \times 20965^{0,59} \times 10^{0,33} \times I^{0,14} \times 0,09^{-0,1} = 1302$$

А коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha_{pc} = \frac{1302 \times 0,6}{0,325} = 2404 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \times \text{К}};$$

Коефіцієнт тепловіддачі теплоносія в сорочці визначають з наступної формули:

$$\alpha_p = \frac{Nu_p \times \lambda_p}{H_p};$$

Критерій Нуссельта розраховуємо за формулою:

$$Nu = c \times (Gr \times Pr)^n;$$

де при  $10^3 < Gr_m Pr_m < 10^9$   $c = 0,76$ ,  $n = 0,25$ ;

при  $Gr_m Pr_m > 10^9$   $c = 0,15$ ,  $n = 0,33$ .

Приймаємо, що початкова температура теплоносія  $t_{mн} = 18^\circ\text{C}$ , а кінцева температура теплоносія  $t_{mк} = 22^\circ\text{C}$

Тоді середня температура теплоносія:

$$t_{mcp} = \frac{t_{mn} - t_{mk}}{2} = 20^{\circ}C;$$

$$t_{cm} = \frac{t_p + t_{mcp}}{2} = \frac{20 + 32}{2} = 26^{\circ}C ;$$

Коефіцієнт В визначаємо за середньою температурою теплоносія:

$$B = 15,5 \cdot 10^9$$

У даному процесі в якості теплоносія використовується вода, значить добуток  $Gr_m Pr_m$  можна розрахувати по наступній спрощеній залежності:

$$Gr \times Pr = H_p^3 (t_{cm} - t_{mcp}) \times B = 0,0189^3 (26 - 20) \times 15,5 \times 10^9 = 6323422020;$$

Оскільки:

$$103 < Gr_m Pr_m < 109, \text{ то } c = 0,76, n = 0,25.$$

Тоді критерій Нусельта дорівнює:

$$Nu = c \times (Gr \times Pr)^n = 0,76 \times (6323422019)^{0,259} = 121;$$

А коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha_m = \frac{121 \times 0,6}{0,189} = 382 \frac{Bm}{m^2 \times K};$$

Приймаємо, що  $\delta_{cm} = 2 \text{ мм}$ ,  $\lambda_{cm} = 17,5 \frac{Bm}{m \times K}$ , – теплопровідність сталі.

Коефіцієнт тепловіддачі розраховуємо за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{2404} + \frac{0,002}{17,5} + \frac{1}{382}} = 286 \frac{Bm}{m^2 \times K}.$$

$$\Delta t_{\delta} = t_{1n} - t_{2k} = 32 - 18 = 14^{\circ}C;$$

$$\Delta t_m = t_{1k} - t_{2n} = 32 - 22 = 10^{\circ}C;$$

Знайдемо середню логарифмічну різницю температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}} = \frac{14 - 10}{\ln \frac{14}{10}} = 12^{\circ}C.$$

Знайдемо дійсну поверхню теплообміну:

$$F_{\text{ор}} = \frac{\sum E_{\text{випр}} - \sum E}{K \cdot \Delta t \cdot \tau} = \frac{1680000000}{535967100} = 21,67 \text{ м}^2;$$

Розрахована площа теплообміну **21,67 м<sup>2</sup>**, є меншою ніж стандартна **25,5 м<sup>2</sup>**, тобто обраний ферментер забезпечує необхідну температуру в інокуляторі на протязі його роботи без додаткових теплообмінних пристроїв. Належний тепловий режим забезпечується підведенням теплоносія в сорочку.

### 5.3.6 Розрахунок штуцерів ферментеру

Вихідні дані:

- додаток до розрахункової товщини стінки  $c' = 1,5$  мм;
- допустиме напруження матеріалу штуцера  $[\sigma] = 267$  МПа;
- коефіцієнт міцності зварних швів  $\varphi = 0,95$ .

У таблиці 10 наведено перелік штуцерів, їх умовний діаметр та основні параметри фланцевого з'єднання останніх з трубопроводами.

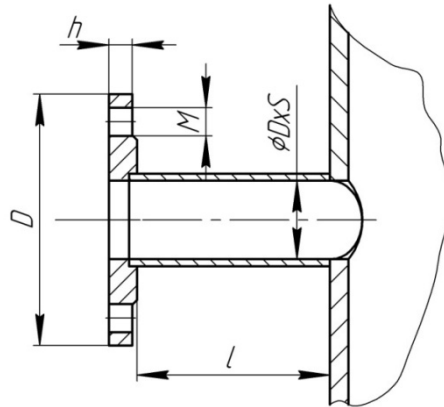


Рисунок 5.2 Розрахункова схема для розрахунку штуцерів.

Товщини стінок патрубків розраховуємо за формулою [20]:

$$S^R = \frac{p \cdot D_y}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p}. \quad (19)$$

Штуцер для входу продукту, входу і виходу води, оглядового вікна а також запасний ( $D_y = 50$  мм):

$$S_1^R = S_3^R = S_4^R = S_6^R = S_7^R = \frac{1,0 \cdot 0,05}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,1 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку  $c'$ :

$$S_1' = S_1^R + c' = 0,1 + 1,5 = 1,6 \text{ мм}.$$

Штуцер для виходу продукту ( $D_y = 100$  мм):

$$S_2^R = \frac{1,0 \cdot 0,1}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,2 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку  $c'$ :

$$S_2' = S_2^R + c' = 0,2 + 1,5 = 1,7 \text{ мм}.$$

Штуцер для гільзи термометру ( $D_y = 20 \text{ мм}$ ):

$$S_5^R = \frac{1,0 \cdot 0,02}{2 \cdot 267 \cdot 0,95 - 1,0} = 0,4 \text{ мм},$$

з урахуванням додатку  $c'$ :

$$S_5' = S_5^R + c' = 0,4 + 1,5 = 1,9 \text{ мм}.$$

Приймаємо товщину стінок всіх штуцерів рівною 2 мм.

Довжину штуцерів визначаємо за формулою [20]:

$$l = 1,25 \cdot \sqrt{D_y \cdot (S - c')} \quad (20)$$

Штуцер для входу продукту, входу і виходу води, оглядового вікна а також запасний ( $D_y = 50 \text{ мм}$ ):

$$l_1 = l_3 = l_4 = l_6 = l_7 = 1,25 \cdot \sqrt{0,05 \cdot (0,002 - 0,0015)} = 0,006 \text{ м}.$$

Штуцер для виходу продукту ( $D_y = 100 \text{ мм}$ ):

$$l_2 = 1,25 \cdot \sqrt{0,1 \cdot (0,002 - 0,0015)} = 0,009 \text{ м}.$$

Штуцер для гільзи термометру ( $D_y = 20 \text{ мм}$ ):

$$l_5 = 1,25 \cdot \sqrt{0,02 \cdot (0,002 - 0,0015)} = 0,004 \text{ м}.$$

Розраховане значення виліту штуцерів має досить мале значення, тоді (для зручності з'єднання з трубопроводами) приймаємо їх рівними 120 мм.

### 5.3.7 Розрахунок товщини стінки деталей

Вихідні дані:

- тиск в апараті  $p = 0,13$  МПа;
- діаметр ферментеру  $D_{p.з.} = 2,2$  м;
- діаметр сорочки ферментеру  $D_p = 2,4$  м;
- висота рідини в апараті  $H_{2p} = 3,93$  м;
- висота сорочки ферментеру  $h_p = 4,52$  м;
- висота днища (кришки) ферментеру  $h_{дн} = 0,55$  м;
- границя міцності матеріалу стінки  $\sigma_{\text{в}} = 583$  МПа;
- границя текучості матеріалу стінки  $\sigma_{\text{т}} = 232$  МПа;
- модуль пружності (Юнга) матеріалу стінки  $E = 2 \cdot 10^5$  МПа;
- коефіцієнт міцності зварних швів  $\varphi = 0,7$ ;
- коефіцієнт запасу міцності за границею міцності  $n_{\text{с}} = 2,4$ ;
- коефіцієнт запасу міцності за границею текучості  $n_{\text{м}} = 1,5$ ;
- коефіцієнт запасу стійкості  $n_{\text{у}} = 2,4$ ;
- поправочний коефіцієнт, що враховує спосіб виготовлення матеріалу (для листового прокату)  $\eta = 1$ ;
- швидкість корозії та ерозії  $II = 0,1$  мм/рік;
- термін роботи апарату  $\tau = 20$  років;
- прискорення вільного падіння  $g = 9,81$  м/с<sup>2</sup>.

Допустиме напруження на стінку апарату визначається за формулою [11]:

$$[\sigma] = \sigma^* \cdot \eta, \quad (21)$$

де  $\eta$  – поправочний коефіцієнт, що враховує спосіб виготовлення матеріалу;

$\sigma^*$  – нормальне допустиме напруження матеріалу стінки:

$$\sigma^* = \min \left\{ \left( \frac{\sigma_m}{n_m} \right); \left( \frac{\sigma_{\text{в}}}{n_{\text{в}}} \right) \right\}. \quad (22)$$

$$\sigma_{\text{т}}^* = \frac{\sigma_{\text{т}}}{n_{\text{т}}} = \frac{232}{1,5} = 154 \text{ МПа};$$

$$\sigma_{\text{в}}^* = \frac{\sigma_{\text{в}}}{n_{\text{в}}} = \frac{583}{2,4} = 242 \text{ МПа},$$

тоді  $\sigma^* = \sigma_{\text{т}}^* = 154 \text{ МПа}$ .

Підставимо нормальне допустиме напруження в (21) отримаємо:

$$[\sigma] = 154 \cdot 1 = 154 \text{ МПа}.$$

Виконавча товщина стінки визначається за формулою:

$$S = S^R + c_1 + c_2 + c_3 + c_4, \quad (23)$$

де  $S^R$  – розрахункова товщина стінки;  $c_1$  – додаток на компенсацію корозії та ерозії [11]:

$$c_1 = \Pi \cdot \tau = 0,1 \cdot 20 = 2 \text{ мм};$$

$c_2$  – додаток до розрахункової товщини стінки для компенсації мінусового допуску,  $c_2 = 0.2 \text{ мм}$  [11];  $c_3$  – додаток до розрахункової товщини стінки для компенсації зношення товщини стінки внаслідок технологічних операцій,  $c_3 = 0.4 \text{ мм}$ . [11];  $c_4$  – додаток до розрахункової товщини стінки для округлення до гостованого значення.



### 5.3.8 Розрахунок товщини стінки корпусу ферментеру

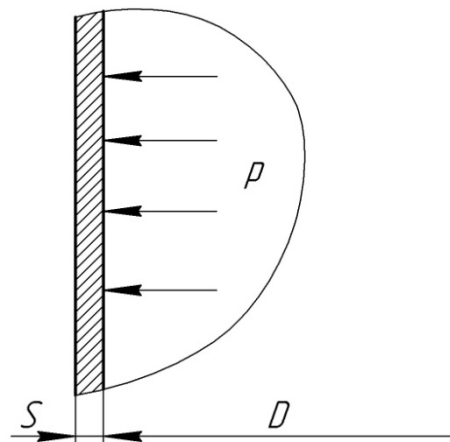


Рисунок 5.3 Розрахункова схема для розрахунку товщини стінки циліндричної обичайки, що знаходиться під внутрішнім тиском

Для знаходження товщини стінки корпусу ферментеру визначимо гідралічний тиск, що діє на нього:

$$p_{гд,в} = \rho_{p2} \cdot g \cdot H_{p2} = 1050 \cdot 9,81 \cdot 3,93 = 0,04048 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

$$p_{гд,з} = \rho_{в} \cdot g \cdot h_p = 998,6 \cdot 9,81 \cdot 4,52 = 0,044279 \cdot 10^6 \text{ Па},$$

де  $\rho_{p2} = 1050 \text{ кг/м}^3$  – густина рідини в апараті[11],  $\rho_{в} = 998,6 \text{ кг/м}^3$  – густина теплоносія (води) в рубашці.

Тоді розрахунковий тиск у апараті:

$$p_{\kappa} = p + p_{гд,в} = 0,11 \cdot 10^6 + 0,04048 \cdot 10^6 = 0,16048 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

$$S_{\kappa}^R = \frac{p_{\kappa} \cdot D_{p.з.}}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p_{\kappa}} = \frac{0,16048 \cdot 10^6 \cdot 2,2}{2 \cdot 154 \cdot 0,7 - 0,15048 \cdot 10^6} = 11,45 \text{ мм};$$

тоді за формулою (23) товщина стінки буде рівна:

$$S_{\kappa} = 11,45 + 2 + 0,2 + 0,4 + 0,95 = 14 \text{ мм}$$

де  $c_4 = 0,95 \text{ мм}$ .

Допустимий тиск на стінку:

$$[p]_{\kappa} = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S_{\kappa} - c')}{D_{p.з.} + S_{\kappa} - c'} = \frac{2 \cdot 154 \cdot 0,7 \cdot (0,014 - 0,0026)}{2,2 + 0,014 - 0,0026} = 0,452 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Перевіримо виконання умови міцності [11]:

$$[p] \geq p \quad (24)$$

$$0,452 \text{ МПа} > 0,1605 \text{ МПа}.$$

Умова виконується, отже приймаємо товщину стінки корпусу ферментеру рівною 14 мм.

### 5.3.9 Розрахунок товщини стінки сорочки ферментері

Розрахунковий тиск в рубашці [11]:

$$p_p = p + p_{гд.з} = 0,1 \cdot 10^6 + 0,044279 \cdot 10^6 = 0,144279 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Розрахункову товщину стінки сорочки розраховуємо за формулою:

$$S_p^R = \frac{p_p \cdot D_p}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p_p} = \frac{0,144279 \cdot 10^6 \cdot 2,4}{2 \cdot 154 \cdot 0,7 - 0,14427 \cdot 10^6} = 11,05 \text{ мм}.$$

тоді за формулою (23) товщина стінки буде рівна:

$$S_k = 11,05 + 2 + 0,2 + 0,4 + 1,35 = 14 \text{ мм},$$

$$\text{дес}_4 = 1,35 \text{ мм}.$$

Допустимий тиск на стінку [11]:

$$[p]_p = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S_p - c')}{D + S_p - c'} = \frac{2 \cdot 154 \cdot 0,7 \cdot (0,014 - 0,0026)}{2,4 + 0,004 - 0,0026} = 0,407 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

Перевіримо виконання умови міцності за формулою (24):

$$0,407 \text{ МПа} > 0,144279 \text{ МПа}$$

Умова виконується, отже приймаємо товщину стінки сорочки ферментеру рівною 14 мм.

### 5.3.10 Розрахунок товщини стінки днища ферментеру

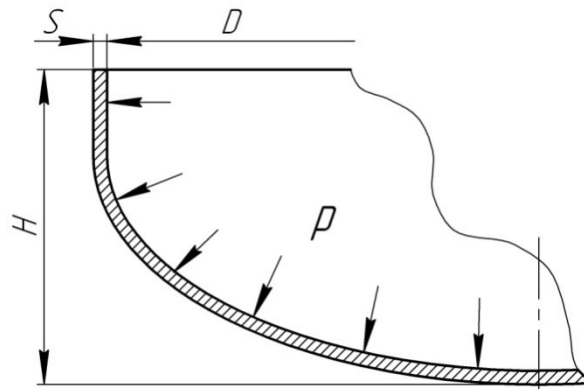


Рисунок 5.4 Розрахункова схема для розрахунку товщини стінки еліптичного днища (кришки), що знаходиться під внутрішнім тиском

Товщина стінки днища ферментеру визначатиметься за формулою:

$$S_{кр}^R = \frac{p \cdot D_{р.з.}}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p_k} \cdot \frac{D_{р.з.}}{2 \cdot h_{дн}} = \frac{0,1 \cdot 2,2}{2 \cdot 154 \cdot 0,7 - 0,107438} \cdot \frac{2,2}{2 \cdot 0,55} = 11,55 \text{ м},$$

За (23) товщина стінки днища камери дорівнює:

$$S_{дн} = 11,55 + 2 + 0,2 + 0,4 + 0,05 = 14 \text{ мм},$$

$$\text{де } c_d = 0,05 \text{ мм}.$$

Допустимий тиск на стінку:

$$[p]_{дн} = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S_{дн} - c')}{D_{р.з.} + S_{дн} - c'} = \frac{2 \cdot 154 \cdot 0,7(0,004 - 0,0026)}{1,2 + 0,004 - 0,0026} = 0,403 \text{ МПа}.$$

За формулою (24) перевіримо, чи виконується умова міцності:  
**0,403 МПа > 0,16048 МПа**

Умова міцності виконується, тому приймаємо товщину стінки днища ферментеру рівною 14 мм.

### 5.3.11 Розрахунок товщини стінки кришки ферментеру

Розрахункову схему зображено на рисунку 8.

Товщина стінки кришки ферментеру визначатиметься за формулою:

$$S_{кр}^R = \frac{p \cdot D_{р.з.}}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - p} \cdot \frac{D_{р.з.}}{2 \cdot h_k} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 2,2}{2 \cdot 154 \cdot 0,7 - 0,1} \cdot \frac{2,2}{2 \cdot 0,55} = 11,55 \text{ мм};$$

За (23) товщина стінки кришки камери дорівнює:

$$S_{дн} = 11,55 + 2 + 0,2 + 0,4 + 0,05 = 14 \text{ мм},$$

$$\text{де } c_4 = 0,05 \text{ мм}.$$

Допустимий тиск на стінку:

$$[p]_{дн} = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (S_{дн} - c')}{D_{р.з.} + S_{дн} - c'} = \frac{2 \cdot 154 \cdot 0,7(0,004 - 0,0026)}{1,2 + 0,004 - 0,0026} = 0,403 \text{ МПа}.$$

За формулою (24) перевіримо, чи виконується умова міцності:

$$0,403 \text{ МПа} > 0,16048 \text{ МПа}$$

Умова міцності виконується, тому приймаємо товщину стінки кришки ферментеру рівною 14 мм.

### 5.3.12 Розрахунок фланцевого з'єднання ферментеру

Вихідні дані:

- тиск в апараті  $p = 0,16 \text{ МПа}$ ;
- мінімальний тиск на прокладку  $p_{np} = 35 \text{ МПа}$ ;
- максимальна температура розчину в ферментері  $t_p = 28^\circ\text{C}$ ;
- діаметр ферментеру  $D_{р.з.} = 2,2 \text{ м}$ ;
- товщина стінки ферментеру  $S_k = 14 \text{ мм}$ ;
- діаметр болта для фланцевого з'єднання ферментеру  $d_o^{p.3} = 20 \text{ мм}$ ;

- площа поперечного перерізу болта для фланцевого з'єднання ферментеру  $f_{\sigma}^{p.3} = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$ ;
- ширина прокладки для фланцевого з'єднання ферментеру  $b_{p.3} = 20 \text{ мм}$ ;
- нормальний зазор між гайкою і втулкою  $u = 6 \text{ мм}$ ;
- додаток до розрахункової товщини стінки  $c' = 1,5 \text{ мм}$ ;
- допустиме напруження матеріалу фланця  $[\sigma] = 267 \text{ МПа}$ ;
- допустиме напруження матеріалу болта при  $20^{\circ}\text{C}$   $[\sigma]_{\sigma}^{20} = 140 \text{ МПа}$ ;
- допустиме напруження матеріалу болта при температурі ферментеру  $[\sigma]_{\sigma}^{p.3} = 132 \text{ МПа}$ ;
- допустимий тиск на прокладку  $[p]_{np} = 130 \text{ МПа}$ ;
- допустимий кут повороту фланцю  $[\theta] = 0,026 \text{ рад}$ ;
- модуль пружності (Юнга) матеріалу фланця  $E = 2 \cdot 10^5 \text{ МПа}$ ;
- модуль пружності матеріалу болта  $E_{\sigma} = 1,99 \cdot 10^5 \text{ МПа}$ ;
- модуль пружності матеріалу прокладки  $E_n = 2000 \text{ МПа}$ ;
- коефіцієнт жорсткості прокладки  $k_{np} = 2,5$ ;
- коефіцієнт стискання прокладки  $k_n = 1$ ;
- температурний коефіцієнт лінійного розширення матеріалу фланця  $\alpha' = 15,7 \cdot 10^{-6} \text{ } 1/^{\circ}\text{C}$ ;
- температурний коефіцієнт лінійного розширення матеріалу болта  $\alpha'' = 12,2 \cdot 10^{-6} \text{ } 1/^{\circ}\text{C}$ .

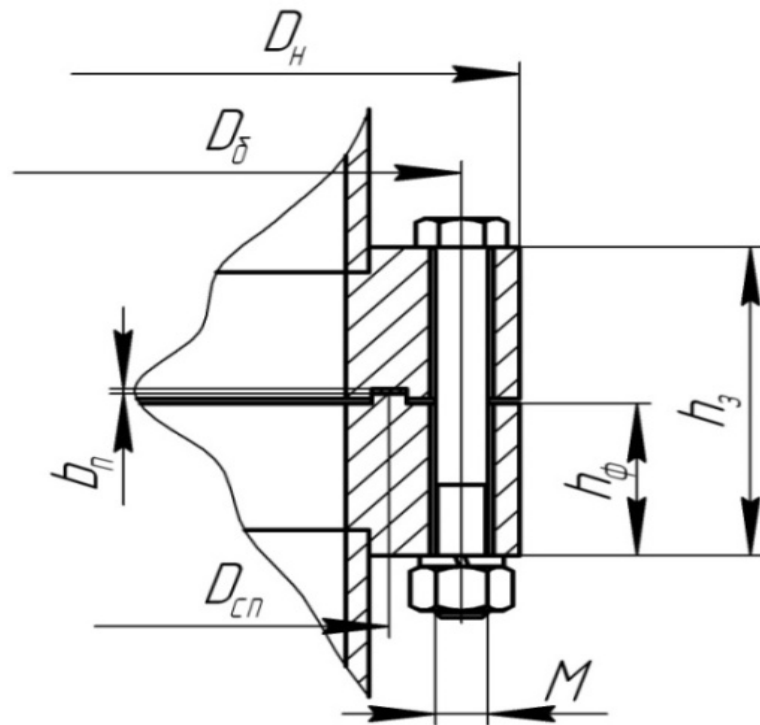


Рисунок 5.5 Схема для розрахунку фланцевого з'єднання

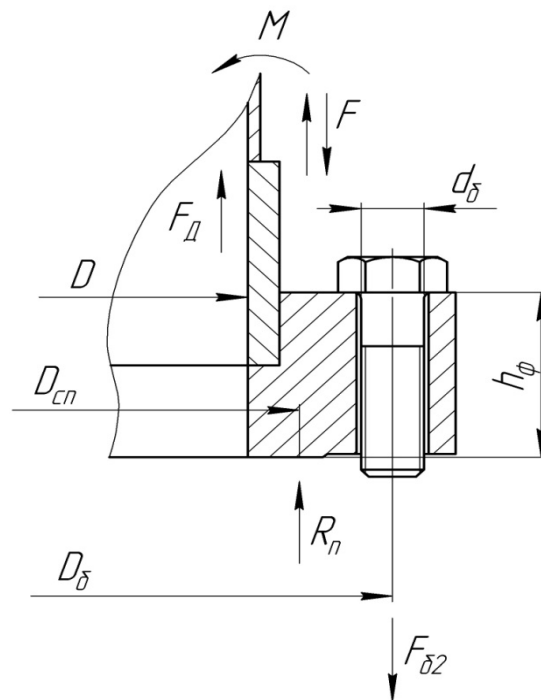


Рисунок 5.6 Схема навантажень, що діють на фланець під час роботи

У ферментері використовуються плоскі приварні фланці та прокладки прямокутного перерізу. Схема фланцевого з'єднання зображена на рисунку 6, а схема навантажень на фланець в процесі роботи – на рисунку 7.

Товщину стінки втулки фланця приймаємо, виходячи з наступної умови [11]:

$$S_0 > S, \quad (25)$$

отже, приймаємо:  $S_0^{p.3} = 10 \text{ мм}$ .

Товщина втулки біля основи фланця визначається за формулою:

$$S_1 = \beta_1 \cdot S_0, \quad (26)$$

де  $\beta_1$  – коефіцієнт, який враховує співвідношення  $\frac{S_1}{S_0}$  і визначається за

допомогою графіку:  $\beta_1^{p.3} = 1$  [12], тоді:

$$S_1^{p.3} = 1 \cdot 10 = 10 \text{ мм}.$$

Висоту втулки визначимо за формулою :

$$h_{\text{в}}^{p.3} = 0,5 \cdot \sqrt{D_{\text{р.з}} \cdot (s_0^{p.3} - c')} = 0,5 \cdot \sqrt{2200 \cdot (10 - 1,5)} = 70,5 \text{ мм}.$$

Еквівалентна товщина стінки втулки:  $S_{\text{екв}}^{p.3} = S_0^{p.3} = 10 \text{ мм}$ .

Діаметр болтової окружності визначається за формулою:

$$D_{\text{б}} = D + 2 \cdot (2 \cdot S_0 + d_{\text{б}} + u), \quad (27)$$

де  $d_{\text{б}}$  – діаметр болта (вибирається в залежності від діаметру апарату, і тиску в ньому);  $u$  – нормальний зазор між гайкою і втулкою. Підставимо дані значення в (27) і отримаємо:

$$D_{\text{б}}^{p.3} = 2200 + 2 \cdot (2 \cdot 10 + 20 + 6) = 2292 \text{ мм}.$$

Зовнішній діаметр фланця знаходимо за формулою:

$$D_{\text{н}} = D_{\text{б}} + a, \quad (28)$$

де  $a$  – конструктивний додаток, який враховує розміщення гайок по діаметру фланця (визначається в залежності від діаметру болта, та типу гайки):  $a = 40 \text{ мм}$ , тоді:

$$D_{\text{н}}^{p.3} = 2292 + 40 = 2332 \text{ мм}.$$

Зовнішній діаметр прокладки:

де  $e$  – нормальний параметр, що залежить від типу прокладки:  $e = 30 \text{ мм}$ , тоді:

$$D_{\text{нп}}^{\text{р.з}} = 2292 - 30 = 2262 \text{ мм.}$$

Середній діаметр прокладки:

$$D_{\text{сн}} = D_{\text{нп}} - b, \quad (30)$$

де  $b$  – ширина прокладки (приймається в залежності від типу прокладки ті діаметру апарату), тоді:

$$D_{\text{сп}}^{\text{р.з}} = 2262 - 20 = 2242 \text{ мм.}$$

Кількість болтів, необхідна для забезпечення герметичності,

$$n_{\phi} = \frac{\pi \cdot D_{\phi}}{t_{\text{и}}}, \quad (31)$$

де  $t_{\text{и}}$  – крок розміщення болтів (вибирається в залежності від діаметру болта та тиску в апараті):

$$t_{\text{и}} = 5 \cdot d_{\phi} = 5 \cdot 20 = 100 \text{ мм,}$$

тоді кількість болтів буде рівна:

$$n_{\phi}^{\text{р.з}} = \frac{3,14 \cdot 2242}{100} = 42.$$

Товщину фланця визначимо за формулою:

$$h_{\phi} = \lambda_{\phi} \cdot \sqrt{D \cdot S_0}, \quad (32)$$

де  $\lambda_{\phi}$  – коефіцієнт, який враховує тиск у апараті:  $\lambda_{\phi}^{\text{р.з}} = 0,38$ , тоді:

$$h_{\phi}^{\text{р.з}} = 0,38 \cdot \sqrt{1200 \cdot 10} = 42 \text{ мм.}$$

Розрахункова довжина болта визначається за формулою:

$$l_{\phi} = l_{\text{оо}} + 0,28 \cdot d', \quad (33)$$

де  $l_{\text{оо}}$  – відстань між опорною поверхнею головки болта та гайки:

$$l_{\text{оо}} \approx 2 \cdot (h_{\phi} + h_n), \quad (34)$$

де  $h_n$  – товщина прокладки. Приймаємо:  $h_n = 3$  мм, тоді:

$$l_{\text{оо}}^{\text{р.з}} \approx 2 \cdot (42 + 3) = 90 \text{ мм.}$$



У формулі (9)  $d'$  – це діаметр отвору під болти (вибирається в залежності від діаметру болта):  $d'_{p.3} = 23$  мм. Отже, розрахункова довжина болта:

$$l_{\phi}^{p.3} = 90 + 0,28 \cdot 23 = 96,44 \text{ мм.}$$

Приймаємо  $l_{\phi} = 100$  мм.

Навантаження на фланець, яке виникає внаслідок дії тиску:

$$F_{\text{д}}^{p.3} = \frac{p \cdot \pi \cdot (D_{\text{сп}}^{p.3})^2}{4} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 3,14 \cdot 1,242^2}{4} = 0,121 \cdot 10^6 \text{ Н.}$$

Реакція прокладки, викликана тиском:

$$R_n = \pi \cdot D_{\text{сн}} \cdot b_0 \cdot k_{np} \cdot p, \quad (35)$$

де  $k_{np} = 2,5$  – коефіцієнт, що залежить від матеріалу та конструкції прокладки;  $b_0$  – ефективна ширина прокладки:

$$b_0^{p.3} = 0,12 \cdot \sqrt{b} = 0,12 \cdot \sqrt{0,02} = 0,019 \text{ м,}$$

тоді реакція прокладки буде рівна:

$$R_n^{p.3} = 3,14 \cdot 1,242 \cdot 0,019 \cdot 2,5 \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 0,0185 \cdot 10^6 \text{ Н.}$$

Податливість прокладки визначається за формулою:

$$y_n = \frac{k_n \cdot h_n}{E_n \cdot \pi \cdot D_{\text{сн}} \cdot b}, \quad (36)$$

де  $k_n$  – коефіцієнт стискання прокладки,  $E_n$  – модуль пружності матеріалу прокладки, тоді:

$$y_n^{p.3} = \frac{1 \cdot 0,003}{2000 \cdot 10^6 \cdot 3,14 \cdot 1,242 \cdot 0,025} = 1,538 \cdot \frac{10^{-11} \text{ м}}{\text{Н}};$$

Кутова податливість фланця:

$$y_{\phi} = \left[ 1 - \nu \cdot (1 + 0,9 \cdot \lambda'_{\phi}) \right] \cdot \frac{\psi_2}{h_{\phi}^3 \cdot E}, \quad (37)$$

де:

$$\nu = \frac{1}{1 + 0,9 \cdot \lambda'_{\phi} \cdot \left( 1 + \frac{\psi_1 \cdot h_{\phi}^2}{S_0^2} \right)}, \quad (38)$$

де: 
$$y_n^{p.3} = 1,28 \cdot \lg \frac{D_{\phi}^{p.3}}{D_{p.3}} = 1,28 \cdot \lg \frac{1,42}{1,2} = 0,03,$$

$$\lambda_n^{p.3} = \frac{h_{\phi}^{p.3}}{\sqrt{D_{p.3} \cdot S_0^{p.3}}} = \frac{0,042}{\sqrt{1,2 \cdot 0,01}} = 0,38;$$

тоді :

$$v_{p.3} = \frac{1}{1 + 0,9 \cdot 0,38 \cdot \left(1 + \frac{0,03 \cdot 0,042^2}{0,01^2}\right)} = 0,657;$$

У формулі (37) значення коефіцієнта  $\psi_2$  визначається за формулою:

$$\psi_2 = \frac{1,262 + 1,2}{1,262 - 1,2} = 39,709;$$

З урахування коефіцієнтів, визначених вище, кутова податливість фланця становитиме:

$$y_{\phi}^{p.3} = [1 - 0,657 \cdot (1 + 0,9 \cdot 0,38)] \cdot \frac{39,709}{0,042^3 \cdot 2 \cdot 10^6} = 6,341 \cdot 10^{-7} \text{ 1/Н} \cdot \text{м}.$$

Лінійна податливість болтів:

$$y_{\phi} = \frac{l_{\phi}}{E_{\phi} \cdot f_{\phi} \cdot n_{\phi}}, \quad (39)$$

де  $E_{\phi}$  – модуль пружності матеріалу болта,  $f_{\phi}$  – площа поперечного перерізу болта, тоді:

$$y_{\phi}^{p.3} = \frac{0,09}{1,99 \cdot 10^5 \cdot 10^6 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4} \cdot 42} = 4,582 \cdot 10^{-11} \text{ м/Н};$$

Коефіцієнт жорсткості фланцевого з'єднання:

$$k_{ж}^{p.3} = \frac{y_{\phi}^{p.3} + 0,5 \cdot y_{\phi}^{p.3} \cdot (D_{\phi}^{p.3} - D_{p.3} - S_0^{p.3}) \cdot (D_{\phi}^{p.3} - D_{cn}^{p.3})}{y_n^{p.3} + y_{\phi}^{p.3} + 0,5 \cdot y_{\phi}^{p.3} \cdot (D_{\phi}^{p.3} - D_{cn}^{p.3})^2} =$$

$$= \frac{4,582 \cdot 10^{-11} + 0,5 \cdot 6,341 \cdot 10^{-11} (1,292 - 1,2 - 0,01)}{1,538 \cdot 10^{-11} + 4,582 \cdot 10^{-11} + 0,5 \cdot 6,341 \cdot 10^{-11} (1,292 - 1,262)^2} = 1,213$$

Зусилля, що виникає у фланці внаслідок температурних деформацій:

$$F_t = \frac{y_{\bar{o}} \cdot n_{\bar{o}} \cdot f_{\bar{o}} \cdot E_{\bar{o}} \cdot (\alpha_{\phi} \cdot t_{\phi} - \alpha_{\bar{o}} \cdot t_{\bar{o}})}{y_n + y_{\bar{o}} + 0,5 \cdot y_{\phi} \cdot (D_{\bar{o}} - D_{cn})^2}, \quad (40)$$

де  $t_{\phi}$  – температура фланця під час роботи:

$$t_{\phi}^{p.3} = 0,96 \cdot t_{p4} = 0,96 \cdot 90 = 86,4^{\circ}\text{C},$$

$t_{\bar{o}}$  – температура болтів під час роботи:

$$t_{\bar{o}}^{p.3} = 0,95 \cdot t_{p4} = 0,95 \cdot 90 = 85,5^{\circ}\text{C},$$

тоді:

$$F_t^{p.3} = \frac{4,582 \cdot 10^{-11} \cdot 42 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4} \cdot 1,99 \cdot 10^8 \cdot 10^6 \cdot (15,7 \cdot 10^{-6} \cdot 86,4 - 12,21 \cdot 10^{-6} \cdot 85,5)}{1,538 \cdot 10^{-11} + 1,242 \cdot 10^{-11} + 0,5 \cdot 1,906 \cdot 10^{-7} \cdot (1,262 - 1,242)^2} = 0,127 \cdot 10^6 \text{ H}$$

Зусилля, що виникає у болтах в умовах монтажу:

$$F_{\bar{o}1} = \max \left\{ \begin{array}{l} k_{\text{жс}} \cdot F_{\text{д}} + R_n \\ 0,5 \cdot \pi \cdot D_{cn} \cdot b_0 \cdot p_{np} \\ 0,4 \cdot [\sigma]_{\bar{o}}^{20} \cdot n_{\bar{o}} \cdot f_{\bar{o}} \end{array} \right\}. \quad (41)$$

$$F_{\bar{o}1}^{p.s'} = k_{\text{жс}}^{p.s} \cdot F_{\text{д}}^{p.s} + R_n^{p.s} = 1,213 \cdot 0,121 \cdot 10^6 + 0,0185 \cdot 10^6 = 0,166 \cdot 10^6 \text{ H};$$

$$F_{\bar{o}1}'' = 0,5 \cdot \pi \cdot D_{cn} \cdot b_0 \cdot p_{np}, \quad (42)$$

де  $p_{np}$  – мінімальний тиск стиснення прокладки, тоді:

$$F_{\bar{o}1}^{p.s''} = 0,5 \cdot 3,14 \cdot 1,242 \cdot 0,019 \cdot 35 \cdot 10^6 = 1,32 \cdot 10^6 \text{ H};$$

$$F_{61}^{p,3'''} = 0,4 \cdot [\sigma]_6^{20} \cdot n_6^{p,3} \cdot f_6^{p,3} = 0,4 \cdot 140 \cdot 10^6 \cdot 42 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4} = 0,847 \cdot 10^6 H$$

Приймаємо:

$$F_{61}^{p,3} = F_{61}^{p,3''} = 1,32 \cdot 10^6 H.$$

Зусилля, на болти під час роботи апарату:

$$F_{62}^{p,3} = F_{61}^{p,3} + (1 - k_{ж}^{p,3}) \cdot F_{д}^{p,3} + F_t^{p,3} = 1,32 \cdot 10^6 + (1 - 1,213) \cdot 0,121 \cdot 10^6 + 0,127 \cdot 10^6 = 1,294 \cdot 10^6 H$$

Умова міцності болтів у період монтажу матиме вигляд:

$$\frac{F_{61}}{n_6 \cdot f_6} \leq [\sigma]_6^{20}. \quad (43)$$

$$\frac{F_{61}^{p,3}}{n_6^{p,3} \cdot f_6^{p,3}} = \frac{1,32 \cdot 10^6}{42 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}} = 133,73 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

< 140 МПа – умова виконується.

Умова міцності болтів під час роботи:

$$\frac{F_6}{n_6 \cdot f_6} \leq [\sigma]_6. \quad (44)$$

$$\frac{F_{62}^{p,3}}{n_6^{p,3} \cdot f_6^{p,3}} = \frac{1,294 \cdot 10^6}{42 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}} = 131,104 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

< 132 МПа – умова міцності виконується.

Умова міцності прокладки:

$$\frac{F_{6\max}}{\pi \cdot D_{cn} \cdot b} \leq [p]_{np}, \quad (45)$$

де:

$$F_{6\max}^{p,3} = \begin{cases} F_{61}^{p,3} \\ F_{62}^{p,3} \end{cases} = F_{61}^{p,3} = 1,32 \cdot 10^6 H,$$

тоді:

$$\frac{F_{\text{вmax}}^{p.3}}{\pi \cdot D_{\text{сн}}^{p.3} \cdot b} = \frac{1,32 \cdot 10^6}{3,14 \cdot 1,242 \cdot 0,025} = 13,532 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$< 130 \text{ МПа}$  – умова міцності виконується.

Умова міцності втулки фланця обмеженої розміром  $S_0$  :

$$\sqrt{(\sigma_0 + \sigma_m)^2 + \sigma_t^2 - (\sigma_0 + \sigma_m) \cdot \sigma_t} \leq [\sigma]_0 \cdot \varphi, \quad (46)$$

$$\sigma_0 = f_\phi \cdot \sigma_1, \quad (47)$$

$f_\phi$  – коефіцієнт, який визначає з графіку:  $f_\phi^{p.3} = 1$ .

$$\sigma_1 = \frac{T_\phi \cdot M_0 \cdot \nu}{D^* \cdot (S_0 - c')^2}, \quad (48)$$

де:

$$\begin{aligned} T_{\text{н}}^{p.3} &= \frac{(D_{\text{н}}^{p.3})^2 \cdot \left(1 + 8,55 \cdot \lg \frac{D_{\text{н}}^{p.3}}{D_{\text{р.з}}}\right) - D_{\text{р.з}}^2}{(1,05 \cdot D_{\text{р.з}}^2 + 1,945 \cdot (D_{\text{н}}^{p.3})^2) \cdot \left(\frac{D_{\text{н}}^{p.3}}{D_{\text{р.з}}} - 1\right)} \\ &= \frac{1,262^2 \cdot \left(1 + 8,55 \cdot \lg \frac{1,262}{1,2}\right) - 1,2^2}{(1,05 \cdot 1,2^2 + 1,945 \cdot 1,262^2 \cdot \left(\frac{1,262}{1,2} - 1\right))} = 1,689 \end{aligned}$$

$$M_0 = \max \left\{ \begin{aligned} &0,5 \cdot (D_{\text{б}} - D_{\text{сн}}) \cdot F_{\text{б1}} \\ &0,5 \cdot \left[ (D_{\text{б}} - D_{\text{сн}}) \cdot F_{\text{б2}} + (D_{\text{сн}} - D - S_0) \cdot F_{\text{д}} \right] \cdot \frac{[\sigma]_{\text{б}}^{20}}{[\sigma]_{\text{б}}} \end{aligned} \right\}. \quad (49)$$

$$M_0^{p.3'} = 0,5 \cdot (2,292 - 2,262) \cdot 1,294 \cdot 10^6 = 0,019 \cdot 10^6 \text{ Н} \cdot \text{м},$$

$$\begin{aligned} M_0^{p.3''} &= 0,5 \cdot \left[ (D_{\text{б}}^{p.3} - D_{\text{сн}}^{p.3}) \cdot F_{\text{б2}}^{p.3} + (D_{\text{сн}}^{p.3} - D_{\text{р.з}} - S_0^{p.3}) \cdot F_{\text{д}}^{p.3} \right] \cdot \frac{[\sigma]_{\text{б}}^{20}}{[\sigma]_{\text{б}}^{p.3}} = \\ &= 0,5 \cdot [(2,292 - 2,242) \cdot 1,294 \cdot 10^6 + (1,242 - 1,2 - 0,01)] = 0,073 \cdot 10^6 \text{ Н} \cdot \text{м}. \end{aligned}$$

Приймаємо:  $M_0^{p.3} = M_0^{p.3''} = 0,073 \cdot 10^6 \text{ Н}\cdot\text{м}$ , тому що:

$$20 \cdot S_0^{p.3} = 20 \cdot 0,01 = 0,2 \text{ м} < 2,4 \text{ м}.$$

З урахуванням параметрів, визначених вище, знайдемо:

$$\sigma_1^{p.3} = \frac{1,892 \cdot 0,073 \cdot 10^6 \cdot 0,589}{2,4 \cdot (0,01 - 0,0015)^2} = 469,396 \cdot 10^6 \text{ Па}.$$

$$\sigma_0^{p.3} = 1 \cdot 469,396 = 469,396 \text{ МПа}.$$

$$\sigma_t^{p.3} = \frac{p \cdot D_{p.3}}{2 \cdot (S_0^{p.3} - c')} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 1,2}{2 \cdot (0,01 - 0,0015)} = 7,59 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$\sigma_m^{p.3} = \frac{p \cdot D_{p.3}}{4 \cdot (S_0^{p.3} - c')} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 1,2}{4 \cdot (0,01 - 0,0015)} = 3,795 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$[\sigma]_0 = 0,003 \cdot E = 0,003 \cdot 2 \cdot 10^5 = 600 \text{ МПа}.$$

$$[\sigma]_0 \cdot \varphi = 600 \cdot 0,95 = 570 \text{ МПа}.$$

Розрахуємо напруження у втулці та перевіримо виконання умови міцності:

$$\begin{aligned} & \sqrt{(\sigma_0^{p.3} + \sigma_m^{p.3})^2 + (\sigma_t^{p.3})^2 - (\sigma_0^{p.3} + \sigma_m^{p.3}) \cdot \sigma_t^{p.3}} = \\ & = \sqrt{(469,396 + 3,795)^2 + 7,59^2 - (469,396 + 3,795) \cdot 7,59} = 469,296 \text{ МПа} \end{aligned}$$

**469,296 МПа** < 570 МПа – умова міцності виконується.

Умова герметичності фланцевого з'єднання:

$$\theta = \frac{\sigma_\kappa}{E} \cdot \frac{D}{h_\phi} \leq [\theta], \quad (50)$$

де: 
$$\sigma_\kappa^{p.3} = M_0^{p.3} \cdot \left[ 1 - \nu_{p.3} \cdot (1 + 0,9 \cdot \lambda_\phi^{p.3'}) \right] \cdot \frac{\psi_2^{p.3}}{D \cdot (h_\phi^{p.3})^2} =$$

$$= \sqrt{(469,396 + 3,795)^2 + 7,59^2 - (469,396 + 3,795) \cdot 7,59} = 469,296 \text{ МПа}$$

**469,296 МПа** < 570 МПа – умова міцності виконується.

Умова герметичності фланцевого з'єднання:

$$\theta = \frac{\sigma_{\kappa}}{E} \cdot \frac{D}{h_{\phi}} \leq [\theta], \quad (50)$$

де:

$$\sigma_{\kappa}^{p.3} = M_0^{p.3} \cdot \left[ 1 - \nu_{p.3} \cdot (1 + 0,9 \cdot \lambda_{\phi}^{p.3'}) \right] \cdot \frac{\psi_2^{p.3}}{D \cdot (h_{\phi}^{p.3})^2} =$$

$$= 0,073 \cdot 10^6 \cdot [1 - 0,657 \cdot (1 + 0,9 \cdot 0,38)] \cdot \frac{37,364}{1,2 \cdot 0,042^2} = 73,211 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

тоді умова герметичності матиме вигляд:

$$\theta_{\text{гк}} = \frac{73,211 \cdot 10^6}{2 \cdot 10^5 \cdot 10^6} \cdot \frac{1,2}{0,042} = 0,0104 \text{ рад};$$

$< 0,026$  рад – умова виконується.

### 5.3.13 Перевірка несучої спроможності обичайки ферментеру під дією опорних навантажень

Вихідні дані:

- тиск у апараті  $p = 0,16$  МПа;
- товщина стінки сорочки ферментеру  $S_{\kappa} = 14$  мм;
- діаметр сорочки ферментеру  $D_p = 2,4$  м;
- відстань від опори до найближчого зварного шва  $f_p = 0,025$  м;
- кількість опор ферментеру  $n'_{p.3} = 4$ ;
- допустиме напруження матеріалу опори  $[\sigma]_{\text{опр}} = 467$  МПа;
- вага ферментеру  $G_{p.3} = 70000$  Н;
- коефіцієнт для визначення граничного напруження в опорі  $K_2 = 1,2$ ;
- коефіцієнт запасу міцності за границею текучості  $n_m = 1,5$ .

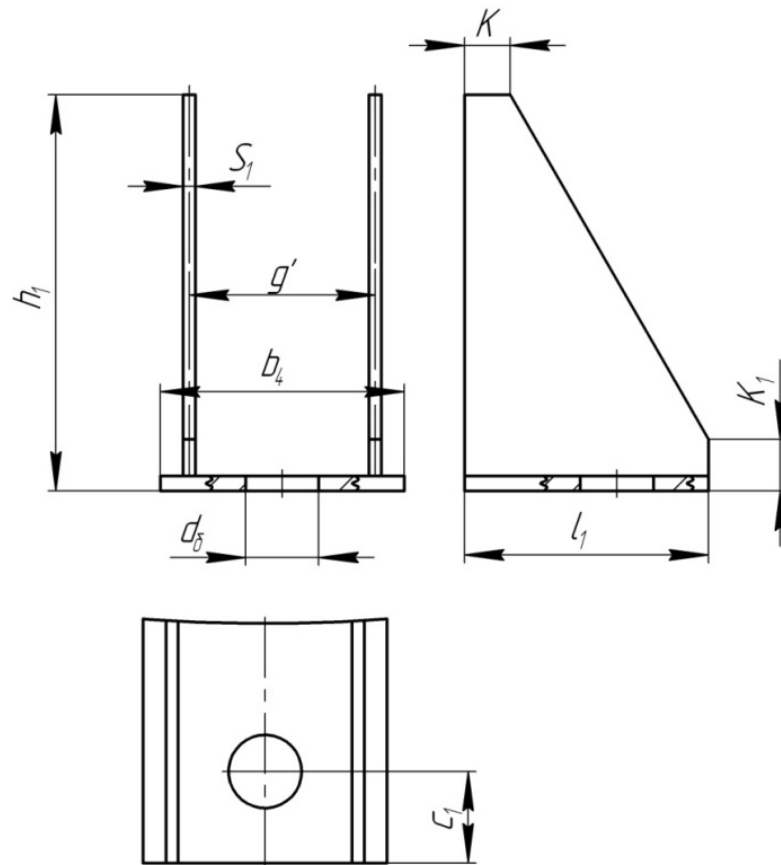


Рисунок 5.7 Схема опори типу «лапа»

У ферментері використовуються опори типу «лапа» зображені на рисунку 8.

Умова застосування формул:

$$\frac{S_p - c'}{D_p} = \frac{0,014 - 0,0015}{2,4} = 1,785 \cdot 10^{-3} < 0,05$$

– умова виконується.

Навантаження на одну опору:

$$F_{\text{опр}}^{\text{р.з}} = \frac{G_{\text{р.з}}}{n'_{\text{р.з}}} = \frac{70000}{4} = 17500 \text{ Н}$$

За знайденим навантаженням обираємо стандартні опори типу І, з наступними розмірами:  $c = 60 \text{ мм}$ ,  $c_1 = 130 \text{ мм}$ ,  $d_6 = 30 \text{ мм}$ ,  $g' = 197 \text{ мм}$ ,  $b_4 = 230 \text{ мм}$ ,  $h_1 = 360 \text{ мм}$ ,  $h_2 = 24 \text{ мм}$ ,  $K = 40$ ,  $K_1 = 80$ ,  $l_1 = 180 \text{ мм}$ ,  $S_{\text{опр}} = 12 \text{ мм}$ .



Опора приварюється до апарату разом із підкладним листом, розміри якого:

$$b_2 = 300 \text{ мм}, b_3 = 490 \text{ мм}, S_{nl} = 10 \text{ мм} [21].$$

Відстань між точкою прикладання зусиль та підкладним листом:

$$e_1 = \frac{5 \cdot l_1}{6} = \frac{5 \cdot 0,18}{6} = 0,15 \text{ м.}$$

Загальне мембранне напруження:

$$\sigma_{my}^{p,z} = \frac{p \cdot D_p}{2 \cdot (S_p - c')} = \frac{0,1 \cdot 10^6 \cdot 2,4}{2 \cdot (0,014 - 0,0015)} = 28,01 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Коефіцієнт міцності зварного шва вибираємо в залежності від співвідношення:

$$\sqrt{D_p \cdot S_p} = \sqrt{2,4 \cdot 0,004} = 0,0748 \text{ мм} > f_{p,z} = 0,025 \text{ мм},$$

тоді приймаємо:  $\varphi_{on} = 1$ .

Умови застосування розрахункових формул при наявності підкладного листа:

$$\frac{S_p - c'}{D_p} = \frac{0,004 - 0,0015}{1,4} = 1,785 \cdot 10^{-3} < 0,05 \text{ — умова виконується;}$$

$$0,2 \cdot h_1 = 0,2 \cdot 360 = 72 \text{ мм} < g' = 197 \text{ мм} \text{ — умова виконується;}$$

$$S_{nl} = 10 \text{ мм} > S_p = 4 \text{ мм} \text{ — умова виконується.}$$

Загальні мембранні напруження опор в обичайці:

$$\sigma_m^{p,z} = \sigma_{my}^{p,z} = 28,01 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Коефіцієнт, що враховує ступінь навантаження загальними напруженнями:

$$\nu_2^{p,z} = \frac{K_2}{n_m} \cdot \frac{\sigma_m^{p,z}}{[\sigma]_{опр} \cdot \varphi_{опр}} = \frac{1,2}{1,5} \cdot \frac{28,01 \cdot 10^6}{467 \cdot 10^6 \cdot 1} = 0,048$$

Коефіцієнт, що відображає відношення місцевих мембранних напружень до місцевих напружень вигину. Обирається в залежності від попереднього коефіцієнту і становить:  $\nu_1 = 0,3$ .

Коефіцієнт для визначення граничного напруження:

$$K_1^{p.3} = \frac{1 + 3 \cdot v_1^{p.3} \cdot v_2^{p.3}}{3 \cdot (v_1^{p.3})^2} \cdot \left( \pm \sqrt{\frac{9 \cdot (v_1^{p.3})^2 \cdot [1 - (v_2^{p.3})^2]}{(1 + 3 \cdot v_1^{p.3} \cdot v_2^{p.3})^2}} + 1 - 1 \right) =$$

$$= \frac{1 + 3 \cdot 0,3 \cdot 0,048}{3 \cdot 0,3^2} \cdot \left( \pm \sqrt{\frac{9 \cdot 0,3^2 \cdot (1 - 0,048^2)}{(1 + 3 \cdot 0,3 \cdot 0,048^2)}} + 1 - 1 \right) = 1,329$$

Граничне напруження обичайки в місці приварки опорної лапи.

$$[\sigma]_{\text{опр}}^{p.3} = K_1^{p.3} \cdot [\sigma]_{\text{опр}} \cdot \frac{n_m}{K_2} = 1,329 \cdot 467 \cdot 10^6 \cdot \frac{1,5}{1,2} = 775,804 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Геометричні параметри конструктивних вузлів приєднання опорних лап до обичайки з підкладним листом:

$$u = \ln \frac{D_p}{2 \cdot (S_p - c')} = \ln \frac{1,4}{2 \cdot (0,004 - 0,0015)} = 5,634$$

$$y = \ln \frac{h_1}{D_p} = \ln \frac{0,36}{1,4} = -1,358$$

$$y_1 = \ln \frac{b_4}{D_p} = \ln \frac{0,23}{1,4} = -1,806$$

$$y_2 = \ln \frac{b_3}{D_p} = \ln \frac{0,49}{1,4} = -1,049$$

Значення коефіцієнта  $K_8$  знаходимо графічним способом, попередньо розрахувавши наступні співвідношення:

$$\frac{b_3}{D_p} = \frac{0,49}{1,4} = 0,35$$

$$\frac{D_p}{(S_p - c')} = \frac{1,4}{2 \cdot (0,004 - 0,0015)} = 280$$

тоді:  $K_8 = 0,26$ .

Допустиме зусилля у вузлі приварки опорної лапи до обичайки з підкладним листом:

$$\begin{aligned} [F]_{оп}^{p.3} &= \frac{[\sigma]_{оп}^{p.3} \cdot b_3 \cdot (S_{оп} - c')^2}{K_8 \cdot (e_1 - S_{нл})} = \\ &= \frac{775,804 \cdot 10^6 \cdot 0,49 \cdot (0,012 - 0,0015)^2}{0,26 \cdot (0,072 - 0,01)} = 2599,91 \cdot 10^3 \text{ Н} \end{aligned}$$

Умову несучої спроможності опорного вузла підкладного листа:

$$F_{оп} \leq [F]_{оп}$$

$$2,25 \cdot 10^3 \text{ Н} < 2599,91 \cdot 10^3 \text{ Н} \text{— умова виконується.}$$

### 5.3.14 Розрахунок валу мішалки реактора-змішувача на вібростійкість

Вихідні дані:

- кількість мішалок на консолі  $N_1 = 3$  шт;
- маса мішалки  $m = 10$  кг;
- довжина прольоту  $L = 1,355$  м;
- довжина консолі  $L_1 = 2,84$  м;
- відстань до мішалок на консолі  $l = 2,84$  м;
- густина матеріалу валу  $\rho = 7850$  кг/м<sup>3</sup>;
- частота обертання валу  $n = 150$  об/хв;
- модуль пружності матеріалу валу  $E = 2 \cdot 10^{11}$  Па;
- коефіцієнт, що враховує умову вібростійкості  $\xi = 0,7$ ;
- коефіцієнт приведення маси валу  $q = 0,25$ .

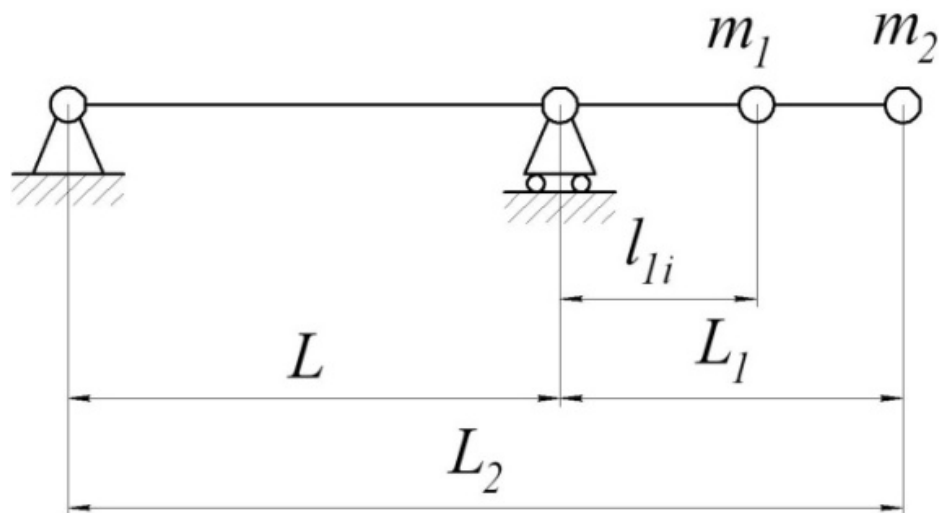


Рисунок 5.8 Розрахункова схема консольного валу для розрахунку на вібростійкість

Вали перемішувачів розраховують на вібростійкість, міцність і жорсткість. Для нормальної роботи необхідно виконання усіх цих умов.

Оскільки, умови міцності і жорсткості виконуються, при виконанні умови вібростійкості, то ми розраховуємо вал перемішуючого пристрою лише на вібростійкість.

Розрахункова схема для розрахунку консольного валу на вібростійкість

Відносна довжина консолі:  $\bar{L}_1 = \frac{L_1}{L_2} = \frac{2,84}{4,195} = 0,677$

Відносна довжина прольоту:

$$\bar{L} = \frac{L}{L_1} = \frac{1,355}{2,84} = 0,477.$$

Відносні координати центрів тяжіння деталей на консолі:

$$\bar{l} = \frac{l}{L_1} = \frac{2,84}{2,84} = 1.$$

Коефіцієнт, що враховує вплив маси деталі в прольоті на його прогин:

$$K = f(\bar{l}, \bar{L}) = 0.$$

Безрозмірний прогин валу на консолі:

$$\bar{Y} = f(\bar{l}, \bar{L}) = 1.$$

Кутова швидкість валу:

$$\omega = \frac{\pi n}{30} = \frac{3,14 \cdot 150}{30} = 15,7 \text{ с}^{-1}.$$

Коефіцієнт, що враховує умови закріплення валу:

$$\eta = 3\bar{L}_1 = 3 \cdot 0,677 = 2,031.$$

Безрозмірний коефіцієнт:

$$f = \frac{8\rho\omega^2 L_1^2}{\xi^2 \eta E} = \frac{8 \cdot 7850 \cdot 15,72^2 \cdot 0,677^2}{0,7^2 \cdot 2,031 \cdot 2 \cdot 10^{11}} = 0,358 \cdot 10^{-4}.$$

Приведена маса деталей на консолі:

$$m_{np} = m \bar{Y}_l^2 = 10 \cdot 1^2 = 10 \text{ кг}.$$

Перший підкореневий одночлен:

$$A_1 = qfL_1^2 = 0,25 \cdot 0,358 \cdot 10^{-4} \cdot 2,84^2 = 0,722 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2,$$

другий підкореневий одночлен:

$$A_2 = \frac{8m_{np}fL_1}{\pi\rho} = \frac{8 \cdot 10 \cdot 0,358 \cdot 10^{-4} \cdot 2,84}{3,14 \cdot 7850} = 93,715 \cdot 10^{-8} \text{ м}^4.$$

Розрахунковий діаметр валу:

$$d_e = \sqrt{A_1 + \sqrt{A_1^2 + A_2}} = \sqrt{0,772 \cdot 10^{-4} + \sqrt{(0,772^2 \cdot 10^{-8} + 93,715 \cdot 10^{-8})}} = 0,0323 \text{ м},$$

відповідно до пункту 5.2  $d_s = 0,1 \text{ м}$ .

Маса довжини одного метру валу:

$$m_L = \frac{\pi \cdot d_p^2 \cdot \rho}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,1^2 \cdot 7850}{4} = 61,65 \text{ кг}$$

Відносна приведена маса деталей:

$$\overline{m_{np}} = \frac{m_{np}}{(m_L L_1)} = \frac{10}{61,65 \cdot 2,84} = 0,057 \text{ кг}$$

Корінь частотного рівняння:

$$\alpha = f(\overline{m_{np}}, \overline{L}) = 1,5$$

Момент інерції перетину валу:

$$J = \frac{\pi \cdot d_p^4}{64} = \frac{3,14 \cdot 0,11^4}{64} = 0,491 \cdot 10^{-5} \text{ м}^4$$

Перша критична кутова швидкість:

$$\omega_{кр1} = \left(\frac{a}{L_1}\right)^2 \cdot \sqrt{\frac{E \cdot J}{m_L}} = \left(\frac{1,5}{2,84}\right)^2 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 10^{11} \cdot 0,491 \cdot 10^{-5}}{61,65}} = 35,207 \text{ с}^{-1}$$

Умова вібростійкості:

$$\frac{\omega}{\omega_{кр1}} = \frac{15,7}{61,65} = 0,255 < 0,7$$



$h = 40$ ;  $d_6 = \text{M24}$ ;  $b_{\text{ш}} = 25 \text{ мм}$ ;  $d + t_1 = 100,4 \text{ мм}$ ;  $M_{\text{к}}^* = 6300 \text{ Н} \cdot \text{м}$ ;

Маса: 40,3 кг.

### 5.3.16 Розрахунок мішалок

Вихідні дані:

- діаметр мішалки  $d_{\text{м}} = 0,7 \text{ м}$ ;
- діаметр ступеці  $d_{\text{с}} = 0,25 \text{ м}$ ;
- допустиме напруження матеріалу мішалки  $[\sigma] = 267 \text{ Мпа}$ ;
- потужність, що витрачається на перемішування  $N = 2,906 \text{ кВт}$ ;
- частота обертання мішалки  $n = 130 \text{ об/хв}$ .

У ферментері, що розглядається, використовується пропелерна мішалка.

Ширина лопаті на різних радіусах:

$$b_i = k_i \cdot \frac{d_{\text{м}}^2}{d_{\text{м}} - d_{\text{с}}} = k_i \cdot \frac{0,3^2}{0,3 - 0,1} = 1,227k_i$$

$$b_0 = 1,227k_0 = 1,227 \cdot 0,182 = 0,223,$$

$$b_1 = 1,227k_1 = 1,227 \cdot 0,224 = 0,275,$$

$$b_2 = 1,227k_2 = 1,227 \cdot 0,26 = 0,319,$$

$$b_3 = 1,227k_3 = 1,227 \cdot 0,282 = 0,346,$$

$$b_4 = 1,227k_4 = 1,227 \cdot 0,31 = 0,38,$$

$$b_5 = 1,227k_5 = 1,227 \cdot 0,32 = 0,393,$$

$$b_6 = 1,227k_6 = 1,227 \cdot 0,322 = 0,395,$$

$$b_7 = 1,227k_7 = 1,227 \cdot 0,308 = 0,378,$$

$$b_8 = 1,227k_8 = 1,227 \cdot 0,276 = 0,339,$$

$$b_9 = 1,227k_9 = 1,227 \cdot 0,212 = 0,26,$$



$$b_{10} = 1,227k_{10} = 1,227 \cdot 0 = 0.$$

Кути нахилу лопаті в місцях з'єднання зі ступецею:

$$\alpha = \arctg \frac{d_m}{\pi \cdot d_c} = \arctg \frac{0,8}{3,14 \cdot 0,24} = 50^\circ,$$

$$\beta = 90^\circ - \alpha = 90^\circ - 50^\circ = 40^\circ.$$

Ширина лопаті в місці з'єднання зі ступецею:

$$b = \frac{4d_c^2 b_0}{\sin^2 \beta \cdot b_0^2 + 4d_c^2} = \frac{4 \cdot 0,24^2 \cdot 0,223}{\sin^2 40^\circ \cdot 0,223^2 + 4 \cdot 0,24^2} = 0,205 \text{ м.}$$

Радіус на якому ширина розгортки рівна  $b$ :

$$R = d_c \left( \frac{b}{b_0} - 0,5 \right) = 0,24 \left( \frac{0,205}{0,223} - 0,5 \right) = 0,101 \text{ м.}$$

Згинаючий момент, що діє на лопаті паралельно осі валу:

$$M'_m = \frac{0,298(0,35d_m - 0,5d_c)}{d_m} = \frac{0,298 \cdot (0,35 \cdot 0,8 - 0,5 \cdot 0,24)}{0,8} = 59,021 \text{ Н} \cdot \text{м},$$

Згинаючий момент, що діє на лопаті перпендикулярно осі валу:

$$M'_{m1} = \frac{0,18(0,35d_m - 0,5d_c)}{d_m} = \frac{0,18 \cdot (0,35 \cdot 0,8 - 0,5 \cdot 0,24)}{0,8} = 35,634 \text{ Н} \cdot \text{м},$$

Згинаючий момент, що діє на лопаті по осі  $x$  в місці з'єднання зі ступецею:

$$M'_{mx} = M'_m \cos \alpha - M'_{m1} \sin \alpha = 59,021 \cdot \cos 50^\circ - 35,634 \cdot \sin 50^\circ = 10,64 \text{ Н} \cdot \text{м}.$$

Згинаючий момент, що діє на лопаті по осі  $y$  в місці з'єднання зі ступецею:

$$M'_{my} = M'_m \sin \alpha + M'_{m1} \cos \alpha = 59,021 \cdot \sin 50^\circ + 35,634 \cdot \cos 50^\circ = 65,235 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

Розрахункова товщина стінки лопаті:

$$S'_m = \sqrt{\frac{6 \cdot M'_{my}}{b_0 \cdot [\sigma]} + \frac{3 \cdot M'_{mx}}{b_0^2 \cdot [\sigma]}} = \sqrt{\frac{6 \cdot 65,235}{0,223 \cdot 267 \cdot 10^6} + \frac{3 \cdot 10,64}{0,223^2 \cdot 267 \cdot 10^6}} = 0,028 \text{ мм}$$

За формулою (23) виконавча товщина стінки лопаті:

$$S_m = 0,028 + 1,5 + 0,472 = 2 \text{ мм.}$$

Відстань від осі мішалки, до точки прикладання рівнодіючої сили:

$$r_0 = \frac{3 \cdot (d_M^4 - d_c^4)}{8 \cdot (d_M^3 - d_c^3)} = \frac{3 \cdot (0,8^4 - 0,24^4)}{8 \cdot (0,8^3 - 0,24^3)} = 0,306 \text{ м}$$

Рівнодіюча сила, що діє на лопаті мішалки:

$$F = \frac{N}{r_0 \cdot z n} = \frac{2,906 \cdot 10^3}{0,306 \cdot 3 \cdot 2,5} = 1,266 \cdot 10^3 \text{ Н}$$

де  $z = 3$  – число лопатей мішалки.

Основні геометричні розміри та співвідношення для турбінної мішалки представлено на рисунку 5.3.

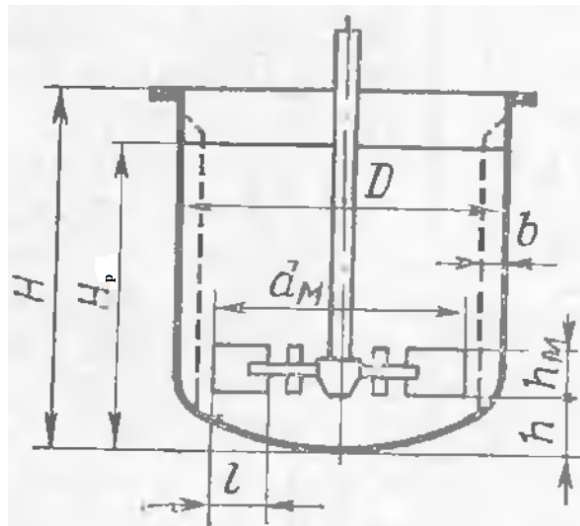


Рисунок 5.3. Основні геометричні розміри та співвідношення для турбінної мішалки [39].

Діаметр турбінної мішалки:

$$d_M = 0,33 \cdot D = 0,33 \cdot 2,2 = 0,7 \text{ м.}$$

Остаточно діаметр мішалки обираємо зі стандартного ряду –  $d_M = 0,7 \text{ м}$  [с].

Ширина лопаті мішалки:

$$h_l = 0,2 \cdot d_M = 0,2 \cdot 0,7 = 0,14 \text{ м.}$$

Довжина лопаті мішалки:

$$l = 0,25 \cdot d_M = 0,25 \cdot 0,7 = 0,175 \text{ м.}$$

Відстань від днища до мішалки:

$$h = (0,4 \div 1) \cdot d_M = (0,4 \div 1) \cdot 0,175 = 0,175 \text{ м.}$$

## 5.4 Рекомендації, що до монтажу та експлуатації ферментеру

### 5.4.1 Підготовка до роботи, технічне обслуговування

Робоче місце під час обслуговування апарата повинне бути звільнене від сторонніх предметів. Підлога повинна бути рівною, очищеною від бруду і води. Змонтований апарат перед пуском попередньо оглядається і перевіряється:

- затягування болтів і надійність стопоріння;
- надійність закріплення площадок і сходів для обслуговування;
- правильність збірки і нормальне затягування ущільнюючих пристроїв;
- відсутність сторонніх предметів, як в апараті у середині, так і на кришці;
- наявність і правильність установки арматури контрольновимірвальних і запобіжних пристроїв, місцевої витяжки.

Апарати, що мають пристрої, які перемішують, перевіряють на:

- наявність мастила в масельничках і ванні мотор-редуктора;
- правильність збірки і нормальне регулювання ущільнюючого пристрою;
- перевіряється радіальне биття мішалки.

Попередньо перевіривши правильність обертання електродвигуна, включають на холостому ході мішалку на 10 хвилин і перевіряють підшипники на відсутність нагрівання і зайвих шумів. Для внутрішньої перевірки знеструмити електродвигун. Оглянути апарат у середині і при необхідності усунути дефекти.

Після задовільних випробувань, проводять пробні випробування під навантаженням. Для цього апарат герметизують і заповнюють водою з температурою 5-40<sup>0</sup>С. Плавна піднімають тиск до робочого (швидкість підйому не повинна перевищувати 0,5 МПа в хвилину).

Гідровипробування проводять у наступній послідовності: для апаратів із оболонню – спочатку оболонь, потім корпус. Далі проводять обкатування приводу і пристрою, що перемішує, протягом 1 години. Після закінчення обкатування двигун відключають від електрики. Знімають тиск, зливають воду і просушують апарат. Проводять зовнішній огляд усіх деталей і вузлів.

Результати пробних випробувань вважають задовільними, якщо в процесі випробування температура корпуса мотор-редуктора і електродвигуна не перевищує  $60^{\circ}\text{C}$ , корпуса підшипника  $70^{\circ}\text{C}$ , якщо немає крапель води, мастила в місцях ущільнень, якщо падіння тиску знаходиться в межах допустимих значень для ведення технологічного процесу.

Посудини, на які поширюються "Правила по безпечній експлуатації судин, що працюють під тиском" до пуску в роботу повинні бути зареєстровані в органах технічного нагляду. Пуск, обладнання (зупинку) і випробування на щільність апаратів, установлених поза приміщеннями взимку проводять відповідно до вимог "Регламенту проведення пуску в зимовий час".

До самостійної роботи з обслуговування апаратів допускаються робітники не молодше 18-літнього віку, що пройшли виробниче навчання, атестацію кваліфікаційної комісії, інструктаж з безпечного обслуговування судин.

Завантаження апарата продуктом, включення і відключення пару чи рідини, що охолоджує, ведення технологічного процесу, початок і кінець перемішування, вивантаження продукту роблять згідно технологічного регламенту, розробленого на підприємстві.

Нагрівання корпуса апарата проводиться повільно, подаючи пару в оболонь апарата, тільки після заповнення його рідким середовищем до рівня вище рівня приварювання (рознімання) сорочки не менше, ніж 100 мм рівня, встановленого замовником. Швидкість зміни температури стінки апарата не повинна перевищувати: для апаратів на сталевій конструкції –  $4^{\circ}\text{C}/\text{хв.}$ , а на чавунній –  $3^{\circ}\text{C}/\text{хв.}$ , з універсальним склокристалічним покриттям сталевих апаратів –  $3^{\circ}\text{C}/\text{хв.}$

При подачі в гарячий апарат холодного продукту або в оболонь холодного теплоносія, тиск в апараті потрібно знижувати до мінімуму, а при подачі в гарячий апарат холодного продукту необхідно видаляти теплоносії із оболоні апарата. Теплоносії із гранично допустимою температурою рекомендується подавати в гранично заповнений апарат. Завантаження в апарат сипких матеріалів проводиться тільки після прийому в апарат рідкої фази, попередньо включивши пристрій, що перемішує.

При роботі апарата необхідно стежити за справністю арматури і КВПіА, запобіжних пристроїв, за нормальним нагріванням підшипників стійки приводу.

При наявності несправності апарат необхідно зупинити, знеструмити електродвигун, встановити причину несправності і усунути її. Ремонт апарата і його елементів під час роботи не допускається.

Апарат повинний бути зупинений через :

- підвищення тиску вище дозволеного;
- несправності запобіжних клапанів;
- виявлення в основних елементах апарата тріщин, зменшення товщини стінок нижче за розрахункову величину, пропусків чи потіння в зварних швах, течії в болтових з'єднаннях, розриви прокладок, ушкодження скломалевого покриття;
- виникнення пожежі;
- несправності манометра і неможливість визначити тиск по інших приладах;
- несправності чи неповної кількості кріпильних деталей кришок і люків;
- несправності (відсутності) передбачених приладів і засобів автоматики.

Замір товщини стінки апарата чи сорочки роблять одним із приведених способів:

- крейдою чи іншими засобами, що не впливають на якість емалі чи поверхні апарата, відзначають квадрати зі сторонами 150 мм;
- точки перетину ліній, що утворюють квадрати, є точками виміру;
- відстань точок виміру від шва приварки сорочки повинна бути не менше 30

мм, а від зварених швів, розташованих на поверхні апарата і сорочки не менше 30 мм по обидва боки шва. Фактична товщина стінки сорочки і металевої основи апарата повинна бути не менше розрахункової величини, приведеної в паспорті апарата. Вимір товщини покриття роблять відповідно до ОСТ 26-01-106-80.

#### 5.4.2 Монтаж ферментеру

Нижні чи підвісні опори служать для установки апарата на фундамент чи на спеціальну конструкцію, що несе або перекриття між поверхами. Пристрої, що перемішують, а також внутрішні пристрої можуть бути виготовлені з вуглецевих сталей з наступним емалюванням чи зі сталей 12X18H10T; 10X17H13M2T; 10X17H13M3, корозійностійкого сплаву ХН65М13 або фторопласта-4. По прибуттю емалевого апарату до місця призначення протягом 10 днів перевіряється комплектність і цілісність виробу і скломалевого покриття. Стропування, транспортування частин, що поступили до місця монтажу чи проміжного збереження роблять по схемах, приведених у паспорті, підйомно-розвантажувальні роботи проводять плавно без різких поштовхів і ударів.

Консистентні мастила видаляють бязевою тканиною, змоченою уайт-спіритом чи бензином, а потім сухою бяззю.

В хімічній та нафтохімічній промисловості в апаратах з перемішувачами пристроями використовуються мотори-редуктори марок МР1-315, МР1-500 та МПО-1, МПО-2, МПО 2М-10 та МПО 2М-15, які складаються з блоку електродвигуна та планетарного редуктора. В залежності від місця установки, його розташування на монтажній площадці чи в цеху попередньо готується фундамент (для апарата з нижніми опорами), або металеві конструкції, що несуть (для апаратів з боковими опорами).

Установку апарата на фундамент, споруджений за 10 і більше днів до монтажу, проводять при постійному контролі вертикальності осі, перевіряючи по контрольних рисках або за допомогою рівнеміру, установленому на контрольній площадці. Для вивірки положення апарата

користуються регулювальними (віджимними) гвинтами або іншими монтажними пристроями. Установку здійснюють, використовуючи наявні вантажопідйомні механізми: мостові крани, тельфери, електроталі, автокрани т.п. При переміщенні вузлів по приміщенні необхідно стежити за тим, щоб емалеві поверхні не терлися по підлозі, стелажам, землі, підставкам. Перекантування також забороняється. Між підставками і емалевою поверхнею підкладають м'який матеріал: гуму, азбест або повсть. Поблизу емалевої поверхні не допускається проводити зварювальні роботи. До стінок апарата, в якого інша сторона покрита скломаллю, не допускається приварку деталей чи металоконструкцій. А при вогневому різанні полум'я пальника не повинно торкатися емалевої поверхні.

При роботі у середині апарата рекомендується використовувати взуття на гумовій підошві або підстилати гумовий килим на емалеву поверхню. Інструмент і пристосування повинні знаходитися в м'яких чохлах.

Перевірка технічного стану апарата, після установки на фундамент (для апаратів зі знятим приводом і закріпленою мішалкою):

- перевірити вертикальність осі приводу мішалки;
- відкрити кришку люка, зняти шпильки, бруски, хомути і інші деталі, що закріплювали вал мішалки під час транспортування і видалити їх з апарату при дотриманні запобіжних заходів;
- зняти стопор мішалки на стійці приводу;
- установити мотор-редуктор на стійку приводу;
- відцентрувати мотор-редуктор з валом пристрою, що перемішує, і з'єднати їх муфтою згідно складального креслення;
- перевірити шляхом повороту пристрою, що перемішує, обертання вентилятора електродвигуна вручну, правильність збірки, плавність ходу, відсутність заїдання вала в місцях ущільнення;
- при необхідності перевірити радіальне биття нижнього кінця вала мішалки в залежності від частоти обертання і відношення повної довжини вала до його діаметра.

Монтаж апаратів, пристроїв, що перемішують, поставляються окремою поставною частиною:

- кришку апарата зняти і установити на надійно закріпленій металоконструкції (підставці), попередньо поклавши на неї м'які прокладки (гуму, повсть);
- установити на кришку стійку приводу з мотор-редуктором;
- знизу через ущільнення уставити вал мішалки і з'єднати його муфтою з валом мотор-редуктора, при цьому не допустити ушкодження вкладиша і кілець сальникового ущільнення, манжетів ущільнювачів підшипника, а при наявності торцевого ущільнення - тертьової пари;
- закріпити на валу підшипник;
- перевірити плавність ходу мішалки від руки;
- перевірити радіальне биття мішалки.

Перед установкою кришки, на дно апарата необхідно покласти листову гуму чи повсть, щоб запобігти ушкодження емалі при випадковому падінні інструмента або кріпильних деталей.

#### 5.4.2 Ремонт ферментеру

Відновлення поверхні скломалевого покриття хімічної апаратури методом плазмового напилювання проводиться у такий спосіб.

Ушкоджену ділянку емалевого покриття очищають від залишків продуктів реакції, а також продуктів корозії. Для цієї мети використовуються дерев'яні, алюмінієві чи інші шкребки, після чого за допомогою механічної щітки, шліфувального кола чи інших пристосувань поверхню конструкційного матеріалу очищають до блиску, без слідів корозії. Дана поверхня не повинна мати гострих країв, задирок, сколів і інших неоднорідностей. Далі зачищену ділянку ретельно просочують спиртом, прикладаючи до поверхні емалі просочену серветку, з метою видалення вологи і знежирення. Для цієї мети застосовують стисле повітря, попередньо очищене від масла (повітря повинно відповідати ГОСТ 17433-80).



Підготовку поверхні проводять не більше ніж за 3 години до проведення ремонту, щоб уникнути повторного забруднення чи появи нових площ корозії. Для цього можуть бути використані зубило, шкребок, шкурка, потім поверхня промивається бензином чи ацетоном.

Поверхню далі сушать на повітрі при температурі 15-200°C в на протязі 6 годин і кистю наносять шар лаку або смоли. Після цього шар просушують протягом 4 годин при температурі 900°C. Неушкоджену поверхню прикривають листовим азбестом. Останнім часом розроблено багато способів нанесення покриття газополум'яним вихровим і вібраційним напиленням захисних порошків. Для цього антикорозійні матеріали проходять підготовку шляхом просушування (прожарювання) у сушильній шафі з наступним охолодженням, потім їх просівають на ситах для одержання фракції 160 мкн. Інтервал між сушкою і напиленням не повинний перевищувати однієї години.

Епоксидну смолу підігрівають у сушильній шафі при температурі 100-110°C на протязі 24 годин для видалення пухирців повітря і поступово охолоджують до температури 18-24°C. Двоокис хрому попередньо просіяну необхідно також просушити на протязі 2-3 годин при температурі 90-105°C і охолодити до 18-25°C. Компоненти порошкової композиції потрібно ретельно перемішати, переважно в кульковому млину. У живильник плазмотрона засипають 0,2-0,4 кг двоокису цирконію і щільно прикривають кришкою. Подають воду для охолодження плазмотрона, подають аргон і включають зварювальний випрямляч. Запуск плазмотрона проводиться при введенні в сопло графітового стрижня, при цьому відбувається закорочення анода (сопла) і катода (стрижня). Після перевірки роботи плазмотрона на протязі 0,5-1 хвилини починається безпосереднє напилювання. Напилювання здійснюють плавним переміщенням від краю ушкодженої ділянки до центру по колу. Відстань від сопла до оброблюваної поверхні повинна складати 60-150 мм, товщина напилювання повинна

відповідати 0,5-0,8 мм. Для напилювання 100 см<sup>2</sup> необхідно 8-10 хвилин. З появою на напиленій поверхні тріщин чи сколів, допускається в районі ушкодження зробити зачистку вручну. Плазмовим методом напилена поверхня має пористість, тому її необхідно покривати матеріалом чи композицією, що утримується в порах і перешкоджає проникненню робочого середовища і подальшій корозії. Склад композиції, що просочує, вибирається в залежності від робочого середовища і температури шляхом попереднього підбору і випробування. Для просочення використовують епоксидні композиції, яка складена з трьох чвертей епоксидної смоли і однієї чверті бакелітового лаку, яку при ретельному перемішуванні підігрівають до 45-50<sup>0</sup>С. Приготовлену композицію, наносять на напилену поверхню, не допускаючи попадання на неї вологи, пилу і масла. Потім покриття протягом однієї години нагрівають до температури 160-180<sup>0</sup>С, при цьому композиція всмоктується в пори і полімеризується. Ступінь готовності покриттвизначається пробним дотиком скляної палички, змоченої в композиції. Після просочення поверхню знову прогрівають до температури 160-180<sup>0</sup>С і витримують на менше 0,5 години до повного видалення газів. Поверхня заполімеризованого покриття повинна мати ясно-коричневий колір.

При використанні в якості покривної композиції пентопласту А-2 ремонтувану поверхню необхідно прогрівати до температури 210-220<sup>0</sup>С упродовж однієї години. Порошок пентопласту засипають у флакон розпилювача і розпорошують на прогріту поверхню, спостерігаючи за станом і поведженням нанесеного шару. Дистанція розпилювача від поверхні повинна бути в межах 50-80 мм, а напилена композиція повинна бути рівного білого шару. Далі поверхню прогрівають до придбання рівномірного зеленого кольору. При ремонті склоемалі товщина шару повинна дорівнювати 150-250 мкн, що відповідає 3-5 шарам порошкової композиції. Оплавлення кожного шару проводиться окремо.

## 5.5 Висновки

У даному розділі були визначені призначення і область застосування ферментеру. Для обраної конструкції та всіх елементів ферментеру були проведені конструктивний та тепловий розрахунки, що підтверджують його працездатність та надійність.

Після виконання розрахунків було виконано складальне креслення апарату, що максимально повно розкриває сутність та конструкцію апарату з мішалкою. Окрім основного складального креслення також виконано складальні креслення корпусу, в якому відображено його конструкцію та спосіб збирання, а також креслення самого перемішуючого пристрою з його розмірами. Відповідно до креслень були складені специфікації.

Наведені рекомендації, щодо монтажу та експлуатації ферментеру.

## 6. РОЗРОБКА СТАРТАП - ПРОЕКТУ

### 6.1. Резюме

Бізнес ідея: ідея розвитку.

Мета наукової розробки: зниження собівартості за рахунок зменшення споживаної на перемішування електроенергії при збереженні продуктивності процесу або збільшення продуктивності при збереженні енерговитрат на перемішування.

Техніко-економічні показники (для заданих параметрів):

- Об'єм - 20 м<sup>3</sup>,
- Тип перемішуючого пристрою - мішалка турбінна.,
- діапазон робочих температур від +18°C до +28°C,
- робочий тиск в апараті - 0,13 МПа,
- робочий тиск в сорочці - 0,16 МПа,
- Потужність електродвигуна - 25 кВт

Тема: Модернізація ферментеру для культивування міцеліальних грибів.

Назва: Ферментер зі модернізованим перемішуючим пристроєм мішалкою.

Суб'єкт замовлення: юридична, фізична особа або фізична особа підприємця.

Об'єкт дослідження: інноваційна продукція (запатентована конструкція ферментеру).

Місце розробки в інноваційному ланцюжку цінності: ідея розвитку.

Плановий обсяг впровадження технологічної лінії: для впровадження достатньо замінити перемішуючий пристрій в діючому ферментері на запропоновану нову конструкцію. Час заміни варіюється в межах від 4-5 годин. Можливе встановлення у короткий період, наприклад у нічну зміну чи у вихідні дні.

Продукт: отримання більшої кількості вихідного продукту( на 7-12%) за рахунок інтенсифікації процесу спричиненого новою конструкцією мішалки.

Технологія: конструкція перемішуючого пристрою ферментера для ферментації грибного міцелію.

Достатність сировинної бази: для виготовлення лопастей пропелерної мішалки використовується сталь A268TP446 (AISI) (діапазон цін 70-98 грн/кг: середня ціна за 1 кілограм 78 грн). Вона є широко поширеною і застосовуваною маркою нержавіючої сталі Україні. Сталь A268TP446 виготовляється в достатній кількості і постійно присутня на ринку. Також має ряд аналогів як в Україні та і в країнах Європи.

Кваліфікація персоналу : всі категорії персоналу (спеціалісти, службовці, робітники)

Ринок збуту:

Провідні світові розробники та виробники біореакторів (більшість з яких відкриті до співпраці) :

Таблиця 6.1 Провідні світові компанії виробники ферментерів.

Назва компанії	Країна
Amering technologies	Індія
Andel equipment	Індія
Applikon	Нідерланди
Aroko Bio Engineering Co.	Іран
Bioforce	Малайзія
BBI – Biotech	Німеччина
B. E. Marubishi	Японія
Bailun Biotechnology	Китай
Bioengineering	Швейцарія
Bioprocess Technology	Іспанія
Biotehniskais centrs	Латвія
Biotron	Південна Корея
Eppendorf	Німеччина
Fermentec	Південна Корея

Fermetec resources	Малайзія
Heinrich Frings	Німеччина
Infors	Швейцарія
Novaferm	Швеція
Pierre Guerin	Франція
Soaround fermentor	Китай
Solaris	Італія
Techniserv	США
Zeta	Австрія

Конкурентні переваги: пропонована інновація перемішуючого пристрою (радіально-осьова система) дозволяє збільшити інтенсивність циркуляції в порівнянні з аналогом. За рахунок цього, опираючись на розрахунки та експериментальні дані, можна стверджувати вихід продукту при рівних затратах енергії буде вищим на 7-12% в порівнянні зі ферментером-прототипом.

Можливість підвищення швидкості споживання кисню на 50-60% в порівнянні з традиційною системою перемішування при рівних енерговитратах.

## 6.2 Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища підприємства

Таблиця 6.2 Можливості і загрози зовнішнього середовища

Можливості	Загрози
Науково-технічний прогрес	
<ul style="list-style-type: none"> <li>швидка реалізація ідеї</li> <li>заохочення наукових розробок провідними фірмами галузі</li> <li>Розширення ринку збуту і постачальників, співпраця, продаж і купівля через інтернет - магазини</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Низька середня тривалість життєвого циклу продукту, спричинена швидким “старінням” технології</li> <li>не високий рівень освіти (низька матеріальна база, нестача практичних навичок)</li> </ul>
Географія	
<ul style="list-style-type: none"> <li>природно-сировинні ресурси регіону добре розвинені (металургія), внаслідок чого є незалежність від поставок сировини</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>висока концентрація конкурентів у регіоні</li> </ul>
Економіка	
<ul style="list-style-type: none"> <li>відсутність монополії в галузі і слабка конкуренція вітчизняних виробників</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>скорочення доходів споживачів обладнання(потреба в пошуку нових ринків)</li> <li>високий рівень інфляції (додаткові витрати при співпраці з іноземними партнерами )</li> <li>складна економічна ситуація в Україні (велика кількість боргів)</li> </ul>
Політика	

<ul style="list-style-type: none"> <li>• інтеграція і можливість виходу на світовий ринок,</li> <li>• слабка, але підтримка з боку держави до вітчизняних підприємців</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• політична нестабільність (відсутність можливості вибудовувати систему зв'язків з зовнішнім середовищем)</li> <li>• складність залучення іноземних інвестицій</li> </ul>
Демографія культури	
<ul style="list-style-type: none"> <li>• наявність достатньої кількості дешевого кваліфікованого персоналу</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• консерватизм і настороженість до нових розробок</li> <li>• Люди більш схильні купувати імпортні товари.</li> </ul>



Таблиця 6.3 Переваги і недоліки внутрішнього середовища

Переваги	Недоліки
можливість заощадження коштів за рахунок збільшення продуктивності	недостатня рекламна політика
короткі терміни виконання замовлень (в залежності від розташування споживача (термін доставки і монтажу - від 3 до 14 днів))	обмежені фінансові можливості
стандартизація і унифікація з'єднувальних частин (можливість точкової заміни саме перемішуючого пристрою)	велика кількість конкурентів
додаткова економія коштів і менша нагромадженість ферментеру через відсутність потреби в циркуляційній трубі	слабке інформаційне та аналітичне забезпечення
висока якість продукції (перевірено доведено в дослідних умовах )	малий досвід роботи
можливість реалізації продукції як “поштучно” так і великими партіями	складність залучення інвестицій для нових розробок.
високий інтелектуальний потенціал компанії (можлива подальша робота над розробкою у покращених дослідних умовах за умови розвитку підприємства)	

Аналіз потенційного ринку збуту і конкурентного середовища за методом квадрату Бове

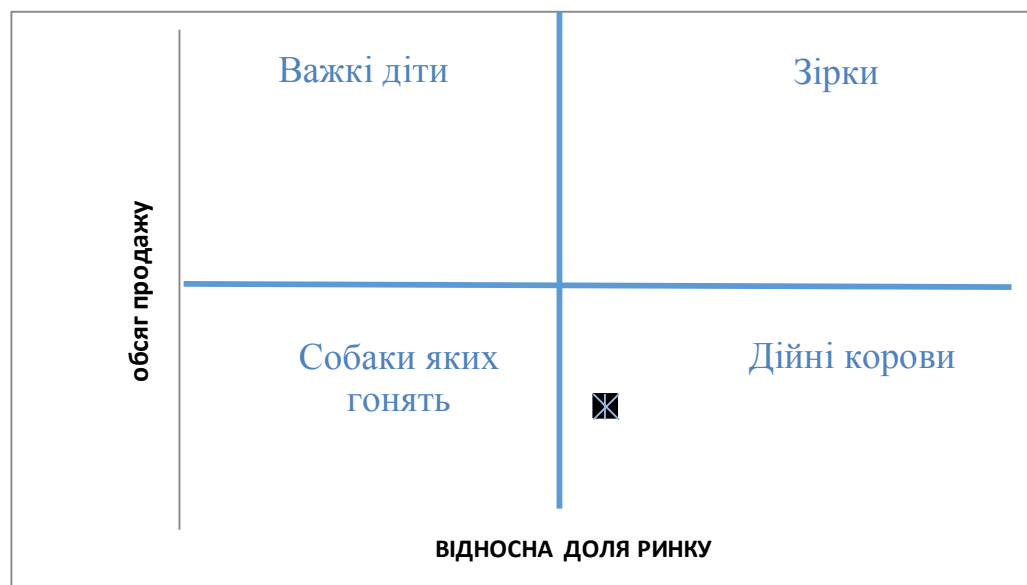
Таблиця 6.4 Конкурентне середовище

Лідер  <i>Bailun Biotechnology (Китай)</i>	Наступаючі  <i>Eppendorf(Німеччина), Pierre Guerin(Франція), Applikon(Нідерланди), <u>Власна інновація</u></i>
Готові обійти  <i>Novaferm (Швеція), Andel equipment (Індія), Biotehniskais centrs (Латвія), Techniserv (США)</i>	Партизани  <i>SIA Biosan, ООО "БИОТЕХНО", ООО Биореактор, ООО «Сартокарлат» та ін</i>

Власна інновація належить до категорії «Наступаючі» тому існує перспектива дорости до Лідера.

Місце розробки у системі цінностей підприємства за методом Бостонської матриці

Розробка відноситься до категорії «Дійні корови». Основна ціль у відношенні «Дійних корів» - отримання максимального прибутку за короткий період. Найбільш поширені стратегії: збереження досягнутих переваг та політики цінового лідера, інвестування коштів у нові технології та розвиток.



## Рисунок 5.1 Бостонська матриця

Таблиця 6.5 Місце розробки у системі цінностей підприємства за методом Бостонської матриці

№ п/п	Назва підприємства	Місто	Обсяг продажу	Відносна доля ринку	Місце розробки
1	Стеллар, ООО	Київ	високий	низька ( $\leq 10\%$ )	Важкі діти
2	ООО "АЛСИ"	Київ	високий	низька ( $\leq 10\%$ )	Важкі діти
3	SIA Biosan	Латвія (представництво у Тернополі)	низький	низький ( $\leq 10\%$ )	Собаки
4	Інновація	Київ	низький	висока ( $\geq 10\%$ )	Дійні корови

## 6.3 Методом Шонфільда визначити ключові фактори успіху проекту

Таблиця 6.6. Порівняння за методом Шонфільда

			Бали	
№ п/п	Показники	Коефіцієнт важливості	Ферментер НК (1)	Ферментер АК (2)
1	Продуктивність	0,4	5	4
2	Ціна	0,2	4	4
3	Робочий тиск	0,1	5	5
4	Габаритні розміри	0,1	4	4
5	Якість процесу	0,2	5	4
	$\Sigma$		4,7	4,1

Ферментер НК (1) – ферментер нова конструкція,

Ферментер АК (2) – ферментер аналогова конструкція.

$$\Sigma_1 = 5 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,2 = 4,7,$$

$$\Sigma_2 = 4 \cdot 0,4 + 4 \cdot 0,2 + 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,2 = 4,1.$$

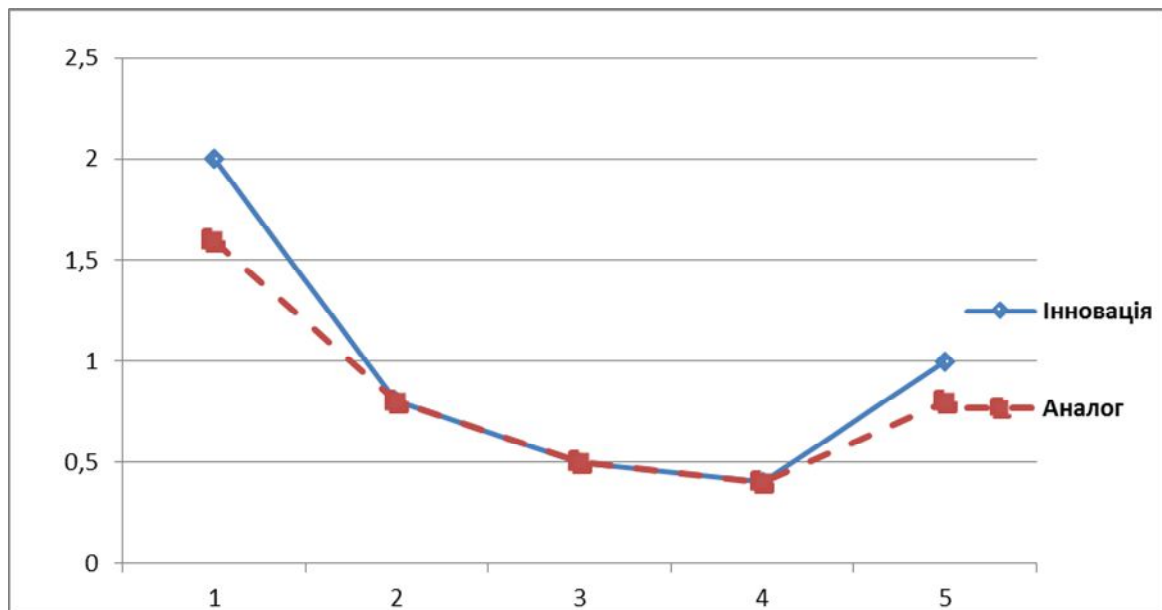


Рисунок 6.2 Діаграма Шонфільда.

Можна зробити висновок, що ферментер нової конструкції має суттєво вищі показники у порівнянні з найближчим аналогом. Ключовими факторами для успішної реалізації проекту виступають якісні характеристики удосконаленої конструкції ферментеру, такі як:

- Продуктивність;
- якість проходження процесу.

#### Анкета для споживачів

1. З яких джерел ви отримуєте інформацію про необхідну вам обладнання? \_\_\_\_\_

2. Ферментери в якому ціновому діапазоні вам цікаві?

\_\_\_\_\_

3. Які показники ферментеру для вас найбільш важливі?

\_\_\_\_\_

4. Чи доступна для Вас інформація про нашу продукцію?

\_\_\_\_\_

5. Чи був у вас досвід придбання подібного обладнання?

\_\_\_\_\_

6. Ваша думка про якість нашої продукції в порівнянні з іншими постачальниками?

А) якість поступається

Б) якість не відрізняється

В) якість перевершує

7. Що дозволило б Вам збільшити обсяг закупівель?

А) Введення додаткових знижок

Б) Поліпшення якості продукції

В) Зниження ціни продукції

Г) Дотримання термінів поставок

Д) Розширення номенклатури виробленої продукції

Е) Зменшення часу виконання замовлення

8. Чи рекомендували б Ви іншим споживачам придбати нашу продукцію?

Так    ні

## 5.4 Оцінка ринкових позицій

### 5.4.1 Договір

Договір N 84363

на виконання науково-дослідних робіт

м. Київ

"25" жовтня 2018 року

#### Предмет Договору

1.1. Замовник доручає, а Виконавець бере на себе зобов'язання з виконання науково-дослідної роботи на тему " Модернізація ферментеру для культивування грибного міцелію", а Замовник зобов'язується прийняти виконану роботу та оплатити її.

1.2. Наукові, економічні та інші вимоги до науково-дослідної продукції, яка є результатом виконання предмета цього Договору, викладені у Технічному завданні на науково-дослідну роботу (додаток 1), що є невід'ємною частиною цього Договору.

1.3. Використання результатів науково-дослідної роботи Виконавцем може провадитись лише за письмовим погодженням Замовника. Використовуючи результати науково-дослідної роботи Виконавець зобов'язаний зазначити, що робота виконувалась за рахунок коштів Державного бюджету України.

#### 2. Ціна Договору та порядок розрахунків

2.1. Ціна Договору на виконання науково-дослідної роботи, становить 10 000 грн. Операція звільнена від оподаткування відповідно до підпункту 5.1.22 пункту 5.1 статті 5 Закону України "Про податок на додану вартість".

2.2. Джерело фінансування - Державний бюджет України на 2018 рік.

2.3. Ціну договору та обсяг виконуваних робіт може бути змінено залежно від реального фінансування видатків з Державного бюджету України.

#### 3. Порядок здавання та приймання робіт

3.1. Перелік наукової та іншої документації, що підлягає оформленню та здаванню Виконавцем Замовнику на окремих етапах виконання та після закінчення виконання робіт, визначаються Технічним завданням.

3.2. По завершенню виконання робіт по етапу Виконавець не пізніше, ніж через 3 робочих дні надає Замовнику акт здавання-приймання виконаних робіт за відповідним етапом робіт.

3.3. По завершенні робіт Виконавець не пізніше, ніж через 5 робочих днів надає Замовнику акт здавання-приймання науково-дослідної роботи, додавши до нього:

3.3.1. акт здавання-приймання науково-дослідної продукції;

3.3.2. науковий звіт;

3.3.3. комплекти науково-дослідної та звітної документації, яка передбачена розділом 6 Технічного завдання та умовами цього Договору;

3.3.4. витяг з протоколу засідання науково-технічної ради Виконавця з висновком про відповідність виконаної роботи Технічному завданню на науково-дослідну роботу або висновок незалежної наукової експертизи результатів науково-дослідної роботи;

3.3.5. затверджені Виконавцем акти на списання придбаних та використаних матеріалів, а також копії договорів та актів про надання послуг співвиконавців.

3.4. Замовник протягом 5 днів з дня одержання відповідних Актів та документів, зобов'язаний направити Виконавцеві підписаний Акт або мотивовану відмову від приймання робіт.

3.5. У випадку мотивованої відмови Замовника, Сторонами складається двосторонній акт, в якому обґрунтовуються причини неприйняття робіт та (по можливості) із переліком необхідних доробок та термінів їх виконання.

3.6. Якщо в процесі виконання роботи з'ясується недоцільність подальшого її проведення у відповідності до вимог Технічного завдання Виконавець повинен за вимогою Замовника припинити виконання робіт за Договором, повідомивши про це Замовника у триденний термін після припинення роботи.

Після припинення виконання робіт Сторони повинні протягом 3 календарних днів розглянути питання про порядок проведення остаточного розрахунку та

оплати Замовником фактично виконаних Виконавцем робіт на момент припинення виконання робіт. Відповідне рішення оформлюється протоколом Сторін.

3.7. У разі дострокового виконання робіт Замовник має право достроково прийняти та оплатити їх за ціною, що вказана в цьому Договорі.

#### 4. Відповідальність Сторін

4.1. У разі порушення строків, визначених у Календарному плані, Виконавець за вимогою Замовника сплачує пеню у розмірі ставки Національного банку України за кожен день прострочення, але не більше 5 % суми перерахованих коштів.

4.2. Виконавець несе відповідальність за:

4.2.1 відповідність науково-дослідної продукції в цілому за своїми науковими і технічними параметрами вимогам Технічного завдання на науково-дослідну роботу;

4.2.2 за цільове використання коштів Державного бюджету України та фактичні витрати відповідно до бухгалтерського обліку та законодавства.

4.3. Виконавець не має права змінювати розподіл коштів між статтями витрат Планової калькуляції кошторисної вартості витрат у межах узгодженої планової калькуляції без письмової згоди Замовника.

4.4. У зв'язку з відсутністю або затримкою фінансування з Державного бюджету України можлива зміна за погодженням між Замовником і Виконавцем терміну дії цього Договору. Усі зміни оформляються додатковою угодою до цього Договору, що є його невід'ємною частиною.

4.5. Виконавець зобов'язаний своїми засобами і за свій рахунок у погодженні із Замовником строки ліквідувати зазначені в відповідних Актах недоліки і дефекти, які були допущені з його вини.

4.6. У разі невиконання робіт за цим Договором з вини Виконавця останній повертає Замовнику всі раніше сплачені кошти з виплатою відсотків в розмірі діючої на той час ставки рефінансування НБУ.



4.7. У разі неприйняття Замовником зробленої Виконавцем роботи в цілому через невідповідність її Технічному завданню на науково-дослідну роботу, Виконавцю сплачується тільки вартість робіт, прийнятих Замовником.

4.8. Сплата штрафних санкцій не звільняє Виконавця від виконання умов Договору.

4.9. Сторони звільняються від відповідальності за невиконання або неналежне виконання зобов'язань, якщо це невиконання або неналежне виконання викликане обставинами, що не залежать від волі Сторін і знаходяться поза їхньою компетенцією, а саме: воєнними діями, пожежами, стихійними лихами, техногенними аваріями, страйками, прийняття законів або інших нормативно-правових актів, що роблять неможливим виконання умов цього Договору.

4.10. Замовник має право в односторонньому порядку розірвати Договір за умови порушення норм, якщо у зазначені Замовником строки Виконавцем не були ліквідовані недоліки та дефекти, які були допущені з його вини в процесі виконання робіт за даним Договором.

4.11. Замовник не несе відповідальності перед Виконавцем за несвоєчасне виконання грошових зобов'язань поточного року у разі затримки фінансування з Державного бюджету України.

## 5. Строк дії Договору

5.1. Цей Договір вважається укладеним і набирає чинності з моменту його підписання Сторонами і діє до 25 жовтня 2018 року, а в частині розрахунків - до повного виконання Сторонами своїх зобов'язань відповідно до умов цього Договору.

#### 6.4.2 Технічне завдання

### ТЕХНІЧНЕ ЗАВДАННЯ

#### на виконання робіт

Від Блінов Т.А.

Від Морозов К.О.

Інженера ІТД

Науковий керівник Молчанов Д.Н.

Київ – 2018

#### 1. Загальні положення.

Модернізація ферментеру для культивування міцеліальних грибів

1.1. Замовник: Блінов Т.А.

1.2. Головний виконавець: Морозов К.О.

1.3. Співвиконавці: Молчанов Д.Н.

1.4. Комплексний тематичний план науково-дослідних робіт, що фінансуються за рахунок коштів загального фонду Державного бюджету, на 2017 рік.

1.5. Плановий початок робіт 10.11.2018, планове закінчення робіт 10.12.2018.

2. Основні наукові та нормативні вимоги до виконання науково-дослідної роботи

2.1 Вимоги до рівня проведення досліджень: Рівень досліджень, що будуть проводитися, відповідатиме світовим та вітчизняним вимогам для цього наукового напрямку, що буде підтверджено публікаціями у провідних фахових виданнях.

2.2 Вимоги до якості наукової продукції, створеної при проведенні науково-дослідної роботи. Якість результатів досліджень, що будуть проводитися, відповідатиме світовим та вітчизняним вимогам для цього напрямку, що буде підтверджено контрольними вимірюваннями у незалежних лабораторіях.

2.3 Вимоги до форми представлення результатів досліджень, декларування створюваної наукової продукції про відповідність її чинним нормативним документам України. Результати наукових досліджень роботи будуть представлені у формі заключного звіту.

3. Призначення та мета створення науково-дослідної продукції

3.1 *Об'єкт дослідження або розроблення:* Мішалка ферментеру для виробництва грибного міцелію.

3.2 *Мета роботи:* Створення перемішуючого пристрою – якісно нового апарату для інтенсифікації процесу перемішування грибного міцелію.

#### 4.Склад та етапи виконання роботи

Таблиця 6.7 Етапи виконання науково- дослідної роботи

N	Назва роботи (етапу)	Очікувані результати за етапами	Термін виконання		Звітні документи та наукова продукція, що підлягають здачі замовнику в кінці етапу
			Початок	Кінець	
1	Розробка концепції прототипу ферментеру	Концепції прототипу ферментеру	10.11.2018	10.12.2018	Проміжний звіт
2	Математичні розрахунки	Отримані результати	21.11.2018	28.11.2018	
3	Комп'ютерна візуалізація проекту	3D модель	29.11.2018	01.12.2018	Проміжний звіт
4	Створення прототипу мішалки ферментеру	Прототип мішалки ферментеру	01.12.2018	03.12.2018	
5	Випробування на реальній конструкції	Отримані результати	04.12.2018	09.12.2018	Кінцевий звіт

#### 5. Перелік наукової та іншої документації, що надається після закінчення роботи

- проміжні звіти за етапами;
- заключний звіт з теми;
- Довідка про оцінку науково-технічного рівня результатів НДР;
- Довідка про виконання вимог чинних державних стандартів;
- Акт прийняття закінченої НДР.

#### 6. Порядок розгляду та приймання науково-дослідної роботи

Робота приймається поетапно і в цілому по завершенні Вченою радою геологічного факультету.

#### Джерела фінансування науково-дослідної розробки (НДР)

Таблиця 5.8 Джерела фінансування НДР

№ п/п	Джерело фінансування	Пріоритет
1	Система грантів за підтримкою Державного фонду фундаментальних досліджень (напрямок - наукові основи перспективних технологій)	1
2	Держбюджет	3
3	Державні фонди спеціального призначення	2
4	Приватні підприємства	4
5	Власні кошти	5

#### 6.5 Оцінка ризиків та страхування розробки

Таблиця 5.9 Оцінка ризиків та страхування розробки

№ п/п	Ризик	Ймовірність настання	Вплив на результат
1	відсутність або недостатність коштів для самофінансування	висока	зупинка процесу впровадження
2	відсутність реального джерела зовнішнього інвестування	середня	зменшення прибутку
3	утрата джерела фінансування проекту в процесі його реалізації	середня	зменшення прибутку
4	невідповідність цін, передбачених бізнес-планом, та реальних ринкових цін	низька	зменшення прибутку/збільшення прибутку
5	недостатнє ресурсне забезпечення виробництва	низька	зменшення прибутку
6	помилковий вибір цільового сегмента ринку, стратегії продажу продукту	середня	вилучення продукту

7	неефективна реклама	низька	зменшення прибутку
8	недостатньо налагоджена система взаємодії з партнерами та контрагентами	середня	зменшення прибутку
9	створення продуктів-замінників	висока	зменшення вартості продукції
10	низький рівень патентного захисту	середня	втрата інтелектуальної власності
11	низький рівень збереження комерційних таємниць	середня	втрата інтелектуальної власності
12	непередбачене збільшення ринкових цін на ресурси	висока	зменшення прибутку
13	витрати на непередбачені бізнес-планом заходи	низька	зменшення прибутку
14	виплати за термінові роботи	низька	зменшення прибутку
15	штрафні санкції, арбітражні виплати	середня	зменшення прибутку
16	недосягнення бажаних економічних результатів у процесі розробки та впровадження інновацій	висока	зменшення прибутку
17	перевищення кошторису витрат у процесі досліджень	середня	зменшення прибутку
18	недосягнення прогнозних технічних параметрів у процесі проведення науково-дослідних і технологічних розробок	низька	витрати на проведення додаткових експериментів
19	виникнення небажаних економічних наслідків у процесі реалізації інноваційних проектів	середня	зменшення прибутку
20	виникнення нових конкурентів	середня	витіснення з ринку

## Методи страхування

1. "Покриття витрат, пов'язаних із порушенням патентних прав". Цей договір компенсує страхувальникові судові витрати по переслідуванню особи, яка порушила його виключні права на об'єкти, тобто:

- витрати щодо пред'явлення позову;
- витрати у разі пред'явлення зустрічного позову і звинувачення в недійсність патенту;
- витрати на експертизу патенту;
- витрати на повтор патенту для підкріплення позову.

2. "Покриття витрат на захист патентних прав". Цей договір захищає страхувальника у разі пред'явлення йому заяви про порушення виключних прав на об'єкти ІВ третіх осіб і покриває витрати по захисту в суді, а також витрати по виконанню судового рішення або відступні при досудовому врегулюванні претензій.

Чисельність персоналу, що працюють на підприємстві, можна подати у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 6.10 Чисельність працівників

№п/п	Посада	Напрямок	Кількість
1	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1
2	Операційний директор		1
3	Бухгалтер-економіст		1
4	Менеджер з продажу		1
5	Головний механік	Інженерно- технічний персонал	1
6	Інженер-механік		1
7	Інженер-конструктор		1
8	Механік		1
9	Оператор	Робітничий	1
10	Слюсар-ремонтник		2

11	Електромонтер		2
12	Прибиральник	Допоміжний	1
13	Водій		1
14	Охоронець		3

Таким чином, чисельність працівників на підприємстві за списком становить 18 осіб.

Управлінський, економічний та Інженерно – технічний персонал (ІТР) працюють з 8:00 до 16:00.

Графік змінності для управлінського, економічного та інженерно-технічного персоналу:

День	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд
Зміна	Р	Р	Р	Р	Р	В	В	Р	Р	Р	Р	Р	В	В

1-а зміна триває з 8.00 до 16.00, за таким графіком працюють генеральний директор, операційний директор, бухгалтер-економіст, менеджер з продаж, головний механік, інженер-механік, інженер-конструктор, механік, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи (окрім 2-ї зміни), таким чином явочна чисельність 1-ї зміни становить 13 працівників;

2-а зміна триває з 16.00 до 22.00, за таким графіком працює, оператор, слюсар-ремонтник, електромонтер та допоміжні підрозділи, тому явочна чисельність 2-ї зміни становить 6 працівників.

Графік змінності виглядає наступним чином:

1 зміна: 8:00 -16:00

2 зміна: 16:00-22:00

бригада/зміна	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд	Пн	Вт	Ср	Чт	Пт	Сб	Нд
І бригада	1	1	1	1	1	В	В	2	2	2	2	2	В	В
ІІ бригада	2	2	2	2	2	В	В	1	1	1	1	1	В	В

В – вихідний.

Графік змінності для охоронців має дещо інший вигляд, так як вони змушені працювати 24 години на добу. Для них існує 3 зміни по 8 годин:

1-а триває з 8:00 до 16:00

2-а – з 16:00 до 00:00

3-я – з 00:00 до 8:00

	1 зм	2 зм	3 зм	1 зм	2 зм	3 зм	1 зм	2 зм	3 зм
I		В	В		В	В		В	1
II	В		В	В		В	В		В
III	В	В		В	В		В	В	

#### 6.6 Калькуляція собівартості

Складемо калькуляцію на готову продукцію підприємства. Собівартість одиниці продукції розраховується за наступною формулою:

$$C = B_{\text{пост}} + B_{\text{зм}} \cdot Q$$

Постійні витрати можна підприємства можна представити у вигляді наступної таблиці:

Таблиця 6.11 Постійні витрати підприємства

Найменування обладнання	Кількість	Початкова вартість	Амортизаційні відрахування	
			Норма амортизації, %	Сума, грн./рік
Машини і обладнання				
Основний токарний станок	1	2 500 000	10	250 000
Додаткове обладнання	1	1 200 000	10	120 000



<i>Будівлі і споруди</i>				
Будівля	1	1 000 000	5	50 000
<i>Транспорт</i>				
Автомобіль	1	300 000	20	60 000
<i>Нематеріальні активи</i>				
Нематеріальні активи	-	50 000	20	10000
<i>ВСЬОГО</i>	490 000			

Змінні витрати включають в себе затрати на складальні одиниці і матеріали, електроенергію, заробітну плату персоналу.

- Складальні одиниці:

- корпус, 1 шт;
- привід, 1 шт;
- мішалки, 3шт;
- кришка 1шт;
- вал, 1 шт;
- опори, 4 шт.

Ціна складальних одиниць:

$$T = 500\,000 + 200\,000 + 90\,000 + 15\,000 + 12\,000 + 28\,000 \\ = 845\,000 \text{ грн.}$$

Ціна складальних одиниць за рік становить

$$T_p = T \cdot V_n = 845\,000 \cdot 30 = 25\,350\,000 \text{ грн,}$$

де  $V_n$  - річний випуск продукції, од/рік.

- Матеріали: вартість упаковка на одиницю готової продукції – 4000 грн, на рік – 120 000 грн.
- Витрати на електроенергію:

- ціна електроенергії – 2,52 грн/кВт·год (оскільки тариф становить 168коп/кВт·год, а коефіцієнт використання електроенергії удень (з 7.00 до 23.00) становить 1,5);
  - за 1 добу роботи підприємства використовується 160 кВт енергії;
  - за рік роботи підприємства використовується 40300 кВт енергії (з урахуванням незначних витрат електроенергії в неробочі дні);
  - витрати на електроенергію за рік роботи підприємства 101 556 грн.
- Заробітна плата працівників:

Таблиця 6.12 Розподіл нарахувань заробітної плати працівникам

№п/п	Посада	Напрямок	Кількість	ЗП на 1 працівника, грн	Всього, грн
1	Генеральний директор	Управлінський, економічний	1	50 000	40 000
2	Операційний директор		1	30 000	25 000
3	Бухгалтер-економіст		1	15 000	14 000
4	Менеджер з продажу		1	15 000	14 000
5	Головний механік	Інженерно-технічний персонал	1	22 000	20 000
6	Інженер-механік		1	17 000	15 000
7	Інженер-конструктор		1	17 000	15 000
8	Механік		1	11 000	10 000
9	Оператор	Робітничий	1	12 000	10 000
10	Слюсар-ремонтник		2	9 000	18 000
11	Електромонтер		2	9 000	16 000
12	Прибиральник	Допоміжний	1	6 000	6 000

13	Водій		1	11 000	10 000
14	Охоронець		3	9 000	27 000
Всього	269 500				

Фонд оплати праці за рік розраховуємо за наступною формулою:

$$\text{ФОП} = \text{ЗП} \cdot 1,22 \cdot 12 + \text{Пр}$$

де ЗП – заробітна плата за 1 місяць; 1,22 – коефіцієнт, який враховує нарахування 22% від ЗП до ЄСВ; 12 – кількість місяців у році; Пр – премії, що виплачуються за рік.

Звідси:

$$\text{ФОП} = 269\,500 \cdot 1,22 \cdot 12 + 40\,000 = 3\,985\,600 \text{ грн.}$$

Відповідно до розрахованих даних калькуляція собівартості річного випуску теплообмінника матиме наступний вигляд:

Таблиця 6.13 Калькуляція собівартості річного випуску ферментеру

№ п/п	Елементи	Затрати на річний випуск, грн./рік
1	Амортизація	490 000
2	Складальні одиниці	25 350 000
3	Матеріали	120 000
4	ФОП	3 985 600
5	Електроенергія	101 556
6	Інше	40 000
Всього		30 086 556

## 6.7 Методи ціноутворення

Вихідні дані:

В – Вартість основних фондів 5 050 000 грн,

П – Період експлуатації 10 років,

Л – Ліквідаційна вартість 1 500 000 грн,

С – собівартість одиниці товару 845 000 грн,

Пр – величина прибутку, яку бажає отримати підприємство від реалізації одиниці товару 253 500 грн.

#### 6.7.1 Витратний метод

Ціна розраховується, виходячи із суми постійних і змінних витрат на одиницю продукції й запланованого прибутку з урахуванням нижнього порогу ціни.

Ціна продукції на ринку:

$$\begin{aligned} \text{Ц} &= \text{С} + \text{Пр}, \\ \text{Ц} &= 845\,000 + 243\,500 = 1\,088\,500 \text{ грн.} \end{aligned}$$

#### 6.7.2 Параметричний метод

Корисність продукції параметричного ряду виражають чітко визначені кількісні параметри якості. Параметричні методи ціноутворення базуються на визначенні кількісної залежності між цінами і основними споживчими властивостями товару, що входить в параметричний ряд.

Питома ціна одиниці виробу Ц<sub>пит</sub>:

$$\text{Ц}_{\text{пит}} = \frac{\text{Цб}}{\text{Хб}} = \frac{1088500}{1} = 1\,088\,500 \text{ грн.}$$

Питома собівартість одиниці виробу:

$$\text{С}_{\text{пит}} = \frac{\text{Сб}}{\text{Хб}} = \frac{845000}{1} = 845\,000 \text{ грн}$$

де Цб – ціна базового виробу, Сб – собівартість базового виробу, Хб – значення основного параметра базового виробу у відповідних одиницях (вихід продукту умовно приймаємо рівним 1).

Визначення ціни нового виробу:

$$\text{Цн} = \text{Ц}_{\text{пит}} \cdot \text{Хн} + \text{Н} = 1\,088\,500 \cdot 1,1 + 10000 = 1\,207\,350 \text{ грн,}$$

де Хн – кількісне значення головного параметра нового виробу, Н – надбавки/знижки, які відображують зміни інших споживчих характеристик нового виробу 10000 грн.

#### 6.7.3 Конкурентний метод

Нові продукти ціна встановлюється, виходячи з її верхньої і нижньої межі.

Верхня межа ціни (Ц<sub>верх</sub>) встановлюється з тих міркувань, що споживачу придбання нового товару вигідніше, ніж придбання аналога, що випускається на ринку

$$C_{\text{верх}} = C_a + E_c = 1\,088\,500 + 60\,000 = 1\,148\,500 \text{ грн}$$

де  $C_a$  - ціна найближчого аналога нового товару;  $E_c$  - споживчий ефект.

Нижня межа ціни (Ц<sub>нижн</sub>) визначається інтересами виробника і обчислюється за базисом ціни, тобто включає сукупні виробничі витрати на виготовлення продукції, плановий прибуток за встановленим рівнем рентабельності та податок на додану вартість, її можна розрахувати:

$$C_{\text{нижн}} = C + E_{\text{вир}} = C + П + ПДВ = 1\,088\,500 + 217\,700 = 1\,306\,200 \text{ грн}$$

де  $E_{\text{вир}}$  - ефект від виготовлення продукції (ефект виробника).

#### 6.7.4 Метод точки беззбитковості

Виражаємо точку беззбитковості (х):

$$C_{\text{од}} = \frac{V_{\text{пост}}}{n} + V_{\text{зм}},$$

$$C_{\text{од}} = \frac{490\,000}{30} + 98\,655 = 1\,002\,885 \text{ грн}$$

$V_{\text{пост}}$  – постійні витрати;

$V_{\text{зм}}$  – змінні витрати;

$n$  – кількість одиниць продукції.

Таблиця 6.14 Техніко-економічні показники підрозділу

№ п/п	Показник	Значення показників підприємства	
		Проектне підприємство	Позначення
1	Річний випуск продукції, од/рік	40	$V_n$
2	Чисельність персоналу за списком, осіб основні та допоміжні робітники: інженерно-технічний персонал:	18	$Ч_{сп_n}$
		14	$Ч_{спр_n}$
		4	$Ч_{спі_n}$
3	Середньорічний виробіток працівника, од/особу	2,86	$V_n / Ч_{спр_n}$
4	Капіталовкладення у проект, грн:		$K$
	всього, грн: на одиницю продукції, грн/од:	35 646 766 1018 419	$K / V_n$

5	Загальна собівартість продукту: всього, грн на одиницю продукції, грн	30 086 556 859 600	$C_{\Sigma}$ $C_n$
6	Ринкова вартість продукту, грн/од.	1 088 500	$\Pi$
7	Відносний прибуток на одиницю продукції, грн/од.	228 400	$\Pi_n = \Pi - C_n$
8	Рентабельність продукту, %	26,57	$P_n = (\Pi_n \cdot 100) / C_n$
9	Термін повернень капіталовкладень, років	4,45	$T_{пов} = K / \Pi_n$
10	Вартість виробничих фондів, грн У тому числі: основних; оборотних	30 313 886 5 050 800 25 263 086	$B\Phi_n$ $O\Phi_n$ $Oб\Phi_n$
11	Фондовіддача виробничих фондів, грн/рік	1,44	$\Phi B_n = (B_n \cdot \Pi) / B\Phi_n$
12	Фондомісткість, грн./грн	0,69	$\Phi \epsilon_n = 1 / \Phi B_n$
13	Продуктивність праці підрозділу, грн./особу	2 418 889	$\Pi\Pi_n = (B_n \cdot \Pi) / \chi_{сп_n}$
14	Коефіцієнт економічної ефективності	0,23	$E = 1 / T_{пов}$

Проаналізувавши розраховані техніко-економічні показники можна для проектного підприємства можна зробити висновок про те, що провадження нової бізнес-ідеї позитивно відображається на ключових показниках за рахунок того що зменшується собівартість готової продукції.

## ВИСНОВКИ

У роботі були проаналізовані проблеми, що виникають при глибинному культивуванні мікроміцетів, а саме процесів механічного перемішування у ферментері.

Проведені експерименти та аналіз отриманих результатів допомогли встановити закономірності руху потоків у культуральній і модельній рідинах. Здійснено порівняння при застосуванні аерації та без неї, встановлено, що при застосуванні аерації можливе використання швидкості обертів мішалки з більш низькими обертами мішалок при цьому ефективність процесу перемішування втрачено не буде. Були підібрані оптимальні орієнтовні швидкості обертів і напрями руху рідини створювані турбінною і пропелерною мішалками.

На базі експериментів був проведений теоретичний аналіз і сформульовано принципи організації системи перемішування. Запропонована комбінована система перемішування з ефектом комбінації зон інтенсивного перемішування і циркуляційних потоків. Також була розроблена конструкція мішалки з обтікаємими кромками лопатей, що мінімізує травмування клітин міцелію.

На основі теоретичних досліджень було вирішено перевірити і підтвердити ефективність запропонованої системи перемішування, в порівнянні з традиційною, на основі комп'ютерного моделювання і підібрані орієнтовні конструкції перемішувачів та частоту обертів мішалки для перемішування модельної рідини, схожої за параметрами до культуральної рідини. Комп'ютерне моделювання дозволило побачити повну схему потоків рідини для обраних варіантів та обрати серед них найбільш прийнятний.

Для обраної конструкції та всіх елементів ферментеру були проведені конструктивний, тепловий розрахунок, розрахунок на міцність та стійкість, що підтверджують його працездатність та надійність.

Після виконання розрахунків було виконано складальні креслення апарату, що максимально повно розкриває сутність та конструкцію апарату з мішалкою.

Для розробленої конструкції було складено стартап-проект, який показав, що дана розробка може бути впроваджена її у виробництво і буде мати конкурентні переваги за рахунок запропонованих технічних рішень.



## ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Перт С. Дж. Основы культивирования микроорганизмов и клеток. М.: Мир, 1978. 333 с.
2. Баснакьян И. А. Культивирование микроорганизмов с заданными свойствами. М.: Медицина, 1992. 192 с.
3. Касаткин АТ, Кафаров ВВ., Панфилов М.И. II Труды МХТИ им. Д.И.-Менделеева, 1957, вып. 24, с. 413.
4. Литманс Б.А., Кукуреченко И.С., Туманов Ю.В. и др. - ТОХТ, 1974, т.8, № 3, с344.
5. Перт. С. Дою. Основы культивирования микроорганизмов и клеток. — М.: «Мир», 1978.
6. Прокофьева-Бельговская АА. Строение и развитие атиномицетов. М.: Академия наук СССР, 1963'.
7. Барабаш, В. М. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред/ В. М. Барабаш, В. И. Бегичев, М. А. Белевицкая, Н. Н. Смирнов//Теоретические основы химической технологии. -2007. -№ 2. -С. 140-147.
8. Тишин, О.А. Экспериментальное исследование процесса перемешивания в аппарате с мешалкой / О.А. Тишин, Т.В. Островская, А.В Девкин // Известия Волгоградского государственного технического университета. Серия «Реология, процессы и аппараты химических технологий» Вып. 5 Сб. научн. ст./ ВолгГТУ. - Волгоград, 2012 т. №1, С.- 88-90.
9. Голованчиков А.Б. Моделирование процесса перемешивания в аппаратах с комбинированными мешалками/ А.Б. Голованчиков, К.В.Черикова, А.Г. Шульгина // Известия Волгоградского государственного технического университета. Сб. научн. ст./ ВолгГТУ. - Волгоград, 2016 т. №2 С. - 11-14.
10. Verschuren, M. Feed stream mixing in stirred tank reactors// Chem. Engng. Sci. – 2003—v. 57, № 11 P. 1497 – 1513.
11. Vicum, L. Investiganion of the influence turbulent mixing on precitipation

- processes carried out in stirred tank reactors // A.I.Ch.E. Journal. – 2005/, № 2 P. 320–331.
12. Мотроненко В.В. Анализ влияния механического перемешивания на эффективность культивирования микроскопических мицелиальных грибов/ В.В. Мотроненко, Л.И. Ружинская, В.Л. Чумак, А.Ю. Галкин. // Вісник національного авіаційного університету. 2017. №2. С.- 108-114.
  13. Самуйленко А. Я. Влияние способов культивирования на выход бактериальной массы и качество вакцин для ветеринарной медицины / А. Я. Самуйленко, А. А. Раевский, И. В. Павленко, Н. К. Еремец, И. В. Бобровская, З. А. Канарская, А. В. Канарский // Вестник Казанского технологического университета. 2013. №9.
  14. Караева Ю. В. Оценка качества перемешивания в реакторах метанового брожения/ Ю. В. Караева, И. А. Трахунова, Г. Р. Халитова, Даминов А. З. // Вестник Казанского технологического университета. 2012. №10
  15. Меньшутина Н.В., Стресс микроорганизмов в мембранных биореакторах под влиянием перемешивания. / Н.В. Меньшутина, Е.В. Гусева, Т.А. Нижегородова, Ж. А. Будран 7-я Конф. Молодых ученых «Биология — наука XXI века». — Пушино, Россия, 2003. - С.119.
  16. Ключина А.М. Исследование процесса механического перемешивания/ А.М. Ключина, А.Ф. Карлова, В.К. Леонтьев // Семьдесят первая всероссийская научно-техническая конференция студентов, магистрантов и аспирантов высших учебных заведений с международным участием Сборник материалов конференции. В 3-х частях. 2018. С.- 627-630.
  17. А. А. Маркелов Исследование процессов перемешивания в аппаратах с мешалками // Записки Горного института. 2004. №1. С.- 157-159.
  18. Трахунова И. А., Эффективность гидравлического перемешивания при различных способах загрузки органического субстрата в реактор БГУ/ И. А. Трахунова, В.Ю. Караева // Молодой ученый. — 2012. — №4. — С. 45-50.
  19. Карпов А.А. Масштабирование процессов глубинного культивирования микроорганизмов в биореакторах: Дис. канд. биол. наук: 03.00.23: Щёлково,

2004. 122 с.
20. Владимирова И. С., Интенсификация процессов аэробного культивирования микроорганизмов / И.С. Владимирова, В.М. Емельянов, Н.К. Филиппова, Л.Ю. Кошкина // Вестник Казанского технологического университета. 2009. №2.
  21. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. В.В.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.
  22. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. В.В.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.
  23. Рубан Е.А., Кафаров ВВ. Определение времени перемешивания в аппаратах с мешалкой // Журн. Приклад. Химии, 1968, т. 5. С. 301-308.
  24. Рубан Е.А. Исследование условий перемешивания в ферментёрах при биосинтезе антибиотиков. Автореф. дис. канд. техн. наук. М, 1969. - 17с.
  25. Рубан Е.А., Никаноров Е.А., Гайденок В.П.: Обеспечение оптимальных гидродинамических условий: в промышленных ферментерах. — В кн.: Передовой научно-технический опыт в биологической промышленности. М: 1976, №5, с. 13
  26. Секова В.Ю. Глубинное культивирование энтомопатогенного гриба *Beauveria bassiana* / В.Ю. Секова, Н.А. Корнилова, А.В. Васильева // Успехи в химии и химической технологии, 2010, № 11 (116), т. XXIV, С. 42-45.
  27. Неманова Е. О., Русинова Т. В., Горшина Е. С., Бирюков В. В. Выбор режимных параметров при глубинном культивировании продуцента микопroteина / Е.О. Неманова, Т.В. Русинова, Е.С. Горшина, В.В. Бирюков// Известия МГТУ. 2013.
  28. Смирнов Р. С. Гидродинамика и массообмен в крупномасштабных барботажных аппаратах с механическим перемешиванием. — Автореф. канд. дисс. — М.: 1985.
  29. Ю.Смирнов Р.С., Фалков Н.Н., Бархян АТ. Влияние вязкости жидкости на затраты энергии при перемешивании в системе газ-

- жидкость // Хим.- фарм. журнал, № 7, 1990.
30. Устинников Б.А. Оптимизация перемешивания культуральной жидкости при глубинном культивировании миктрорганйзмов / В.В. Иванов, Г.П. Георгиевский М.Г. Каукин // Ферментная и спиртовая промышленность, 1987, № 5, С 54-58.
  31. Дудка И. А. Методы экспериментальной микологии: справочник/ И. А. Дудка, С.П. Вассер, И.А. Элланская и др. - Изд-во «Наукова думка», 1982. -550с.
  32. Баснакьян И.А. Стресс у бактерий. — М.: Медицина, 2003.— 1366с.
  33. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. В.В.Бирюков. - М. : МГУИЭ, 2005. - 165 с.
  34. Колмогоров А.Н. // Докл. Акад. Наук СССР. — 1954. — Т. 98.- С..527.
  35. Markl, H., Bronnenmeier, R. Mechanical stress and microbial production: Biotechnology. Fundamentals of biochemical engineering. V. 2. /Eds. H.J. Rehm, G. Reed, H. Brauer (Volume Ed.). — N.-Y.: McGraw Hill, 1985. — Chapter 18. — P.369—392.
  36. Кафаров В.В., Винаров А.Ю., Гордеев Л.С. Моделирование и системный анализ биохимических производств. — М.:Лесн..пром-ть,,1985..—2800с.
  37. Меньшутина Н.В., Гусева Е.В., Нижегородова Т.А., Будран Ж. Стресс микроорганизмов в мембранных биореакторах под влиянием перемешивания. 7-я Конф. Молодых ученых «Биология — наука XXI века”. — Пушкино, Россия,,2003..—С..119.
  38. Тишин, О. А. Определение условий предварительной смешанности в аппаратах с мешалками / О. А. Тишин, И. Н. Дорохов // Журнал прикладной химии. – 2002. – Т. 75. – № 11. – С. 1877–1880.
  39. Тишин, О. А. Определение условий обеспечивающих в аппаратах с мешалками распределение времени пребывания, соответствующее модели идеального перемешивания / О. А. Тишин, И. Н. Дорохов, А. Ф. Качегин // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 2002. – С. 70–73.

40. Тишин, О. А. Выбор числа оборотов перемешивающего устройства в реакторе с мешалкой / О. А. Тишин,
41. А. В. Девкин // Известия ВолгГТУ: межвуз. сб. науч. ст. / ВолгГТУ. – Волгоград, 2010. – № 16 (61). – С. 89–92.
42. Основи фармацевтичної біотехнології: Учбова допомога / Т. П. Пріщеп, В. С. Чучалін, К. Л. Зайков, Л. К. Міхальова. - Ростов-на-Дону.: Фенікс; Томськ: Видавництво НТЛ, 2006.
43. ГОСТ 9931-85. Корпуса цилиндрические стальных сварных сосудов и аппаратов. Типы, основные параметры и размеры (с Изменением N 1)